# UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

# TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO E PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO

# YARA MAGDALENA ZÉTOLA RIEDEL Engenheiro Químico, U.F.Pr., 1988.

## **Orientador: Prof. Marcelino Luiz Gimenes**

Dissertação de Mestrado submetida à Fundação da Universidade Estadual de Maringá como parte dos requisitos necessários à obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química, área de Desenvolvimento de Processo.

# MARINGÁ-PR-BRASIL 1995

# UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão definitiva da Dissertação de Mestrado submetida por Yara Magdalena Zétola Riedel, à Comissão Julgadora do Curso de Mestrado em Engenharia Química na data de 27 de outubro de 1995.

# COMISSÃO JULGADORA

Marcelino L uiz Gimenes, Ph.D.

Presidente

17AUX

Prof<sup>a</sup>. Célia Regina Granhen Tavares, D.Sc.

Prof<sup>a</sup>. Teresa Massako Kakuta Ravagnani, D.Sc.

2 uando se discute, não se deve levar em conta: a posição, nem a idade, nem a importância dos contendores; só deve prevalecer a verdade, diante da qual todos nós somos iguais. (Romain Rolland) A meus pais e meu irmão

## AGRADECIMENTOS

- Agradeço a CAPES e ao CNPQ pelo auxílio financeiro.
- Agradeço ao meu orientador pela atenção, orientação e dedicação.
- Agradeço aos funcionários do D-90 pelo coleguismo e colaboração na realização deste trabalho.
- Agradeço a ajuda recebida dos professores Célia e Ivo (U.E.M.) e também da professora Lúcia Helena Inocentini Mei.
- Agradeço a todos os colegas pelo companheirismo.
- Agradeço a receptividade e amizade encontradas no Fred e na Graça, ao companheirismo e amizade da Bete e Luiza.
- Agradeço a amizade e incentivos recebidos da: Angélica, Bete, Nádia e do William os quais me fizeram crer na chegada do fim deste trabalho.

# **SUMÁRIO**

<u>Índice de figuras</u>	ix
ÍNDICE DE TABELAS	xiv
NOMENCLATURA	xvi
Resumo	XX
<u>ABSTRACT</u>	xxi
<u>1-Introdução</u>	1
1.1 OBJETIVO	2
1.2 Estrututra da Dissertação	2
2-REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1 Introdução	4
2.2 Fluidização	4
2.3 Fluidização em Tratamento de Efluentes	8
2.4 Partículas Fluidizantes Usadas em Tratamento de	
EFLUENTES	
2.5 HIDRODINÂMICA	14
2.5.1 Altura do leito	14
2.5.2 <i>Holdup</i> individuais das fases	17
2.5.2.1 Holdup da fase sólida	18
2.5.2.2 Holdup da fase gasosa	20
	28
2.5.2.3 Holdup da fase liquida	
2.5.2.3 Holdup da fase líquida <b>2.5.3 Queda de pressão</b>	30
<ul> <li>2.5.2.3 Holdup da fase liquida</li> <li>2.5.3 Queda de pressão</li> <li>2.5.4 Velocidade mínima de fluidização</li> </ul>	30 34
<ul> <li>2.5.2.3 Holdup da fase liquida</li> <li>2.5.3 Queda de pressão</li> <li>2.5.4 Velocidade mínima de fluidização</li> <li>2.6 TRANSFERÊNCIA DE MASSA</li> </ul>	30 34 40
<ul> <li>2.5.2.3 Holdup da fase liquida</li> <li>2.5.3 Queda de pressão</li> <li>2.5.4 Velocidade mínima de fluidização</li> <li>2.6 TRANSFERÊNCIA DE MASSA</li> <li>2.6.1 Transferência de massa gás-líquido</li> </ul>	30 34 40 40
<ul> <li>2.5.2.3 Holdup da fase líquida</li> <li>2.5.3 Queda de pressão</li> <li>2.5.4 Velocidade mínima de fluidização</li> <li>2.6 TRANSFERÊNCIA DE MASSA</li> <li>2.6.1 Transferência de massa gás-líquido</li> <li>2.6.2 Métodos para determinação do coeficiente de transferência de</li> </ul>	30 34 40 40

<b><u>3 - Parte Experimental.</u></b>	66
3.1 Introdução	
3.2 EQUIPAMENTO	66
3.3 AS FASES	71
3.4 Condições de Operação	75
3.5 TÉCNICAS EXPERIMENTAIS	75
3.5.1 Hidrodinâmica	76
3.5.1.1 Altura do leito expandido	76
3.5.1.2 Holdup individual das fases	
3.5.1.3 Queda de pressão	77
3.5.1.4 Velocidade mínima de fluidização	
3.5.2 Transferência de massa	78
3.5.2.1 Coeficiente de transferência de massa	79
4- ANÁLISE DE RESULTADOS	81
4.1 Introdução	
4.2 RESULTADO DOS ESTUDOS HIDRODINÂMICOS	
4.2.1 Altura do leito expandido	82
4.2.2 <i>Holdup</i> individual das fases	
4.2.2.1 Holdup da fase sólida	
4.2.2.2 Holdup da fase gasosa	
4.2.2.3 Holdup da fase líquida	
4.2.3 Queda de pressão	110
4.2.4 Velocidade mínima de fluidização	120
4.3 Resultado dos Estudos de Transferência de Massa	
4.3.1 Coeficiente de transferência de massa	
5- CONCLUSÕES E SUGESTÕES	
5.1 CONCLUSÕES	150
5.1.1 Hidrodinâmica	150

5.1.2 Tansferência de massa	
5.2 SUGESTÕES	153
APÊNDICE A -CURVA DE CALIBRAÇÃO DOS ROTÂMETROS	154
APÊNDICE B -CARACTERIZAÇÃO DAS PARTÍCULAS	157
APÊNDICE C -RESULTADOS EXPERIMENTAIS	162
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	

# ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 - Classificação da fluidização trifásica07
Figura 2.2 - Várias configurações de biorreatores de leito fluidizado para tratamento aeróbio de efluentes líquidos10
Figura 2.3 - Perfil típico de queda de pressão axial em fluidização gás-líquido16
Figura 2.4 - Ilustração do método de medida de <i>holdup</i> de gás usado por EFREMOV e VAKHUSHEV(1970)21
Figura 2.5 - Queda de pressão versus velocidade da fase líquida36
Figura 2.6 - Altura do leito versus velocidade do líquido
Figura 2.7 - Ocorrência dos regimes de fluxo para leito fluidizado G-L-S concorrente em função das velocidades das fases gasosa e líquida45
Figura 2.8 - Coeficiente de transferência de massa volumétrico em função da velocidade do gás46
Figura 2.9 - Coeficiente de transferência de massa volumétrico em função do diâmetro da partícula49
Figura 2.10 - Determinação de K <sub>L</sub> A pelo método transiente54
Figura 2.11 - Esquema de um leito fluidizado56
<ul> <li>Figura 3.1 - a) Esboço do equipamento experimental</li></ul>
Figura 3.2 - Distribuidor gás-líquido usado no módulo experimental do leito fluidizado trifásico70
Figura 3.3 - Formas das partículas usadas73

Figura 3.4 - Distribuição cumulativa do tamanho das partículas irregulares
Figura 4.1 - Altura do leito versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com $H_0 = 30$ cm
Figura 4.2 - Altura do leito versus velocidade do líquido para partículas irregulares com $H_0 = 30$ cm
Figura 4.3 - Altura do leito versus vazão do gás com $H_0 = 30$ cm e $U_L = 4,83$ cm/s
Figura 4.4 - Altura do leito versus vazão do gás com $H_0 = 30$ cm e $U_L = 6,07$ cm/s
Figura 4.5 - Altura do leito versus velocidade do líquido com $H_0 = 30 \text{ cm e } Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}$
Figura 4.6 - Altura do leito versus velocidade do líquido com $H_0 = 49 \text{ cm e } Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}88$
Figura 4.7 - <i>Holdup</i> de sólidos versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com $H_0 = 49$ cm
Figura 4.8 - <i>Holdup</i> de sólidos versus vazão do gás para partículas cilíndricas com $H_0 = 49$ cm
Figura 4.9 - <i>Holdup</i> do gás versus vazão do gás para partículas cúbicas com $H_0 = 49$ cm
Figura 4.10 - <i>Holdup</i> do gás versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com $H_0 = 30$ cm
Figura 4.11 - <i>Holdup</i> do gás versus velocidade do líquido para $Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}$
Figura 4.12 - <i>Holdup</i> do gás versus velocidade do líquido para $Q_{G} = 31,3 \text{ cm}^3/\text{s}$
Figura 4.13 - <i>Holdup</i> do gás versus vazão do gás para $U_L = 4,83$ cm/s
Figura 4.14 - <i>Holdup</i> do gás versus vazão do gás para $U_L = 1,67$ cm/s

Figura 4.15 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, para partículas cilíndricas com $H_0 = 30$ e 49 cm e $U_L = 1,67$ cm/s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10)
Figura 4.16 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, para partículas cúbicas com $H_0 = 30$ e 49 cm e $U_L = 4,83$ cm/s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10)
Figura 4.17 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, para partículas cúbicas com $H_0 = 30$ e 49 cm e $Q_G = 31,3$ cm <sup>3</sup> /s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10)
Figura 4.18 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, para partículas cilíndricas com $H_0 = 30$ e 49 cm e $Q_G = 10,3$ cm <sup>3</sup> /s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10)
Figura 4.19 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, para partículas para altas (a) e baixas (b) velocidades de líquido pelas equações (2.16) e (2.18)104
Figura 4.20 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, para partículas cilíndricas para altas (a) e baixas (b) velocidades de líquido pelas equações (2.16) e (2.18)105
Figura 4.21 -	Predição de <i>holdup</i> de gás, com velocidade do líquido de 4,83 cm/s, pelas equações (2.17) e (2.19) 106
Figura 4.22 -	<i>Holdup</i> de líquido versus vazão de gás para partículas cilíndricas108
Figura 4.23 -	<i>Holdup</i> de líquido versus velocidade do líquido para partículas cúbicas109
Figura 4.24 -	Queda de pressão versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com $H_0 = 30$ cm
Figura 4.25-	Queda de pressão versus velocidade do líquido para partículas cúbicas com $H_0 = 49$ cm

Figura 4.26 -	$\Delta P \ge U_L$ para partículas cúbicas, com vazão de gás de 10,3 cm <sup>3</sup> /s a várias alturas estáticas 114
Figura 4.27 -	$\Delta P \ge H_0$ para partículas cúbicas com diferentes Q <sub>G</sub> 115
Figura 4.28 -	Queda de pressão versus vazão do gás comparando as partículas 116
Figura 4.29 -	Velocidade mínima de fluidização versus vazão do gás para partículas cúbicas 121
Figura 4.30 -	Velocidade mínima de fluidização versus vazão do gás para $H_0 = 30$ cm
Figura 4.31 -	Comparação entre os métodos de determinação da velocidade mínima de fluidização para partículas irregulares, com $H_0 = 30$ cm
Figura 4.32 -	$K_LA$ versus vazão do gás com $H_0 = 30$ cm e $U_L = 1,67$ cm/s
Figura 4.33 -	$K_LA$ versus vazão do gás com $H_0 = 30$ cm e $U_L = 4,83$ cm/s
Figura 4.34 -	$K_LA$ versus vazão do gás com $H_0 = 49$ cm e $U_L = 1,67$ cm/s
Figura 4.35 -	$K_LA$ versus vazão do gás com $H_0 = 49$ cm e $U_L = 4,83$ cm/s
Figura 4.36 -	$K_LA$ versus velocidade do líquido com $H_0 = 30$ cm e $Q_G = 10,3$ cm <sup>3</sup> /s
Figura 4.37 -	$K_LA$ versus velocidade do líquido com $H_0 = 30$ cm e $Q_G = 31,3$ cm <sup>3</sup> /s140
Figura 4.38 -	$K_LA$ versus velocidade do líquido com $H_0 = 49$ cm e $Q_G = 10,3$ cm <sup>3</sup> /s141
Figura 4.39 -	$K_LA$ versus velocidade do líquido com $H_0 = 49$ cm e $Q_G = 31,3$ cm <sup>3</sup> /s142

Figura 4.40 - Correlação entre os valores de: $K_LA$ experimental e $K_LA$ predito pela equação (2.65)	146
Figura 4.41 - Correlação entre os valores de: $K_LA$ experimental e	147
Figura 4.42 - Correlação entre os valores de: $K_LA$ experimental e	147
Figura 4.43 - Correlação entre os valores de: $K_LA$ experimental e	
$K_LA$ predito pela equação (2.68)	149

# ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1 Coeficientes da equação (2.32)
Tabela 3.1 Propriedades das partículas72
Tabela 3.2 Alturas estáticas dos leitos com partículas
Tabela 4.1 Condições de altura estática e tipo de partícula81
Tabela 4.2 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cilíndricas com altura estática de 30 cm
Tabela 4.3 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cilíndricas com altura estática de 49 cm118
Tabela 4.4 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cúbicas com altura estática de 30 cm
Tabela 4.5 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cúbicas com altura estática de 49 cm
Tabela 4.6 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas irregulares com altura estática de 30 cm
Tabela 4.7 Velocidade mínima de fluidização em leito fluidizadotrifásico para os vários tipos de partículas em váriasalturas estáticas e vazões de gás
Tabela 4.8 Comparação dos valores de velocidade mínima de fluidização bifásica calculados pela equação (2.32) e os valores experimentais para as partículas cilíndricas125
Tabela 4.9 Comparação dos valores de velocidade mínima de fluidização bifásica calculados pela equação (2.32) e os valores experimentais para as partículas cúbicas

Tabela 4.10	Comparação dos valores de velocidade mínima de fluidização bifásica calculados pela equação (2.32) e os valores experimentais para as partículas irregulares12	6
Tabela 4.11	Comparação entre a velocidade mínima de fluidização trifásica experimental e teórica para partículas cilíndricas	28
Tabela 4.12	Comparação entre a velocidade mínima de fluidização trifásica experimental e teórica para partículas cúbicas 12	8
Tabela 4.13	Comparação entre a velocidade mínima de fluidização trifásica experimental e teórica para partículas irregulares	29
Tabela 4.14	Comparação de valores de K <sub>L</sub> A para altura estática de 30 e 49 cm para partículas cúbicas e cilíndricas13	54
Tabela 4.15	Comparação de valores de K <sub>L</sub> A para altura estática de 30 cm para partículas cúbicas e cilíndricas	36
Tabela 4.16	Comparação de valores de K <sub>L</sub> A para altura estática de 49 cm para partículas cúbicas e cilíndricas	36

#### **NOMENCLATURA**

- A área interfacial gás-líquido
- A<sub>STC</sub> área da seção transversal da coluna
- a coeficiente
- b expoente
- C\* concentração de saturação do gás no líquido
- $C^*_{\infty}$  concentração média de oxigênio dissolvido de saturação sem transferência de oxigênio
- $C_1$  constante da equação (2.32)
- C<sub>2</sub> constante da equação (2.32)
- c expoente
- D difusividade do oxigênio
- D<sub>C</sub> diâmetro da coluna do leito fluidizado
- d expoente
- de diâmetro da esfera equivalente
- d<sub>p</sub> diâmetro da partícula
- dZ variação da altura do leito
- E fator de aceleração
- G1 vazão de gás na entrada
- G2 vazão de gás na saída
- g aceleração da gravidade
- H altura do leito fluidizado
- H<sub>0</sub> altura estática do leito
- H<sub>1</sub> altura de água no leito fluidizado em funcionamento
- H<sub>2</sub> altura de água do leito após interromper a alimentação do gás e do líquido
- H<sup>\*</sup> constante da lei de Henry

h<sub>part</sub> - altura da partícula

- K<sub>GL</sub> -coeficiente global de transferência de massa
- K<sub>L</sub> coeficiente de transferência de massa
- K<sub>L</sub>'- coeficiente de transferência de massa com reação química
- k<sub>G</sub> coeficiente de transferência de massa do lado do gás
- k<sub>L</sub> coeficiente de transferência de massa do lado do líquido
- L altura do leito fixo
- Mo massa de sulfito de sódio necessária para consumir o oxigênio existente
- $M_{02}$  massa de sulfito de sódio
- M<sub>R</sub>- massa de sulfito de sódio em excesso
- M<sub>T</sub> massa total de sulfito de sódio adicionada
- N taxa de oxigênio transferida
- N' taxa de absorção de oxigênio
- P pressão total
- P'- pressão de operação
- P.F. pressão friccional
- PT pressão na saída
- p pressão dinâmica (medida por manômetro diferencial)
- Q<sub>G</sub> vazão do gás
- R constante dos gases ideais
- r raio da coluna
- $S_{esf}$  área superficial da esfera de mesmo volume
- S<sub>part</sub> área superficial da partícula
- T temperatura de operação
- t tempo
- t<sub>0</sub> tempo inicial
- U<sub>b</sub> velocidade da bolha
- U<sub>G</sub> velocidade do gás

U<sub>L</sub> - velocidade do líquido

U" LMF - velocidade mínima de fluidização (líquido - sólido)

U" LMF - velocidade mínima de fluidização (gás - líquido - sólido)

V<sub>L</sub> - volume do líquido

V<sub>part</sub> -volume da partícula

W<sub>S</sub> - massa de partículas sólidas

Y1 - fração molar de oxigênio no gás na entrada

Y2 - fração molar de oxigênio no gás na saída

Y<sub>1N2</sub> - fração molar de nitrogênio no gás na entrada

Y<sub>2N2</sub> - fração molar de nitrogênio no gás na saída

 $Y_{1W}$ - fração molar de umidade no gás na entrada

 $Y_{2W}$  - fração molar de umidade no gás na saída

 $\Delta C$  - variação da concentração de gás no líquido

- $\Delta h_1$  variação da altura do líquido no tubo que vai até o distribuidor, para o sistema com e sem a presença de gás
- $\Delta h_2$  variação da altura do líquido no tubo que vai até o nível do leito fluidizado, para o sistema com e sem a presença de gás
- $\Delta P$  variação da pressão
- $\Delta Z$  variação da altura
- $\epsilon$  porosidade do leito
- $\epsilon_G$  holdup do gás
- $\varepsilon_L$  *holdup* do líquido
- $\epsilon_{mf}$  porosidade mínima de fluidização
- $\varepsilon_{s}$  *holdup* do sólido
- $\mu$  viscosidade do fluído

- $\mu_L$  viscosidade do líquido
- $\rho_L$  massa específica do líquido
- $\rho_{\text{S}}$  massa específica do sólido
- $\rho_G$  massa específica do gás
- $\rho_{\rm f}$  massa específica do fluído
- $\phi$  esfericidade
- $\sigma$  tensão superficial
- $\sigma_{\! L}$  tensão superficial do líquido

#### **RESUMO**

# TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO E PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO

Para este trabalho foi construído um equipamento ainda em escala de laboratório para caracterização hidrodinâmica e a transferência de massa de um leito fluidizado trifásico concorrente com fase contínua líquida. Os fluídos utilizados foram a água e o ar comprimido. A fase sólida constituiu-se de partículas de PVC com densidade entre 1,3 e 1,4 de forma cilíndrica, cúbica e irregular. Na hidrodinâmica foram estudadas a expansão do leito, o holdup individual das fases, a queda de pressão e a velocidade mínima de fluidização com vazão de gás entre 0 e 38,5  $\text{cm}^3/\text{s}$  e velocidade do líquido até 7 cm/s. Estudos de transferência de massa foram efetuados com o leito fluidizado através de medidas do coeficiente de transferência de massa volumétrico. O holdup da fase gasosa foi medido pelo método de EFREMOV E VAKRUSHEV(1970) e o coeficiente de transferência de massa volumétrico foi medido pelo método que envolve reação química lenta em estado transiente. Resultados demonstraram que: as expansões do leito fluidizado foram diferentes para as três partículas utilizadas. O holdup da fase gasosa aumentou com a vazão do gás e diminuiu com a vazão/velocidade do líquido e não se distinguiu o efeito da forma das partículas. A queda de pressão foi maior para as partículas cilíndricas seguindo as cúbicas e a menor queda de pressão foi para as partículas irregulares. Foi notado que a velocidade mínima de fluidização diminuiu com a presença do gás, não havendo diferença significativa entre as velocidades mínimas de fluidização para alturas estáticas diferentes. As velocidades mínimas de fluidização para as partículas cilíndricas e cúbicas foram muito próximas, já as partículas irregulares tiveram uma maior velocidade mínima de fluidização. Embora o coeficiente de transferência de massa volumétrico seja dependente do distribuidor gás-líquido pôde-se verificar que o coeficiente de transferência de massa volumétrico aumentou com a vazão do gás e com a velocidade do líquido nas condições de operação utilizadas. A presença de partículas na maioria da condições de operação fizeram com que valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico no leito fossem levemente maiores que os do coeficiente de transferência de massa volumétrico em coluna de borbulhamento (sem partículas). Indicando estes resultados que as partículas possuíram um leve efeito de quebrar as bolhas.

#### ABSTRACT

## OXIGEN TRANSFER AND HIDRODYNAMICS PARAMETER OF A THREE-PHASE FLUIDIZED BED REACTOR

In this work a laboratory scale three-phase fluidized bed equipment was built. The hidrodynamic and mass transfer of concurrent gas-liquid upwards flow, has been characterized. The fluid phase were air and tap water, and solids where made of PVC, either cylíndrical, cubic and irregular shaped particles, with density varying between 1.3 e 1.4 g/cm<sup>3</sup>. The study of hidrodynamic included bed expansion, the individual phase holdup, the pressure drop and minimum fluidization velocity under gas flow rate varying from 0 to 38.5 cm<sup>3</sup>/s and liquid velocity up to 7 cm/s. Mass transfer studies in fluidized bed was center in volume mass transfer coefficient. The gas holdup was measured according to EFREMOV E VAKRUSHEV (1970) method is and the volume mass transfer coefficient was measured by a method envolving a slow chemical reaction under transient condition. Experimental data has shown that bed expansion was different for the three types of particles used. The gas holdup increases with gas flowrate and diminishes with greater liquid flowrate, while the different shaped particles used had neglible effect. The pressure drop is greater for cylindrical particles, smaller for irregular particles and cubics particles behave intermediately. Minimum fluidization velocity was not significantly affected by bed height, it decreases with higher gas flow rate, was similar for cylindrical and cubic shaped particles and greater for irregular shaped particles. The volume mass transfer coefficient (K<sub>L</sub>A) is highly depended of gas-liquid distributer design. In spite of this, within the range of conditions used, K<sub>L</sub>A increases with both gas liquid flowrates. For the same flow condition the three-phase fluidized bed has a higher mass transfer than the equivalent bubble column, showing that the effect of the particles is to break the bubble and increse the volume mass transfer coefficient.

#### CAPÍTULO I- INTRODUÇÃO

A fluidização é uma operação unitária muito freqüente na indústria principalmente em processos que necessitam de contato entre as fases. Estes processos podem ser físicos, químicos ou biológicos. Dentre os processos biológicos destaca-se o tratamento de efluentes.

A fluidização aplicada em tratamento de efluentes começou a ser desenvolvida no fim da década de 70 e início da década de 80 e teve aceitação por reduzir a mesma carga orgânica que os demais métodos em menor volume.

Dentre as vantagens da fluidização no tratamento de efluentes destacamse: reciclo mínimo do lodo, recuperação de biomassa de alta carga, não há obstrução no sistema devido ao acúmulo de biomassa, e a área de contato sólidolíquido é grande, porém o leito fluidizado tem a desvantagem de ser mais complexo que o leito fixo necessitando de conhecimento das propriedades de transporte (FAN, 1989).

Na fluidização em tratamento de efluentes as partículas sólidas tem a função de promover o contato entre as fase líquida e gasosa e ser suporte para microorganismos os quais fazem a degradação biológica de efluente.

As partículas usadas como suporte podem ter forma, tamanho e densidade variados. Os materiais tradicionalmente usados são: carvão, areia e vidro; entretanto mais recentemente autores estudaram materiais poliméricos com diâmetro e massa específica em torno de 3 mm e 1,2 g/cm<sup>3</sup> respectivamente. (HATZIFOTIADOU et al, 1988 e TAVARES, 1992).

### **1.1 OBJETIVO**

O objetivo deste trabalho foi a caracterização hidrodinâmica e de transferência de massa de um leito fluidizado trifásico de partículas de baixa densidade com aplicação ao tratamento aeróbio de efluentes líquidos. Serão utilizadas, como fase sólida, partículas de P.V.C. de formas: cilíndrica, cúbica e irregular a duas alturas estáticas de leito.

Nestes estudos a hidrodinâmica foi caracterizada pelos parâmetros: expansão do leito, *holdup* individual das fases, queda de pressão e velocidade mínima de fluidização para essas partículas de P.V.C.

Após a caracterização hidrodinâmica, a transferência de massa foi estudada através de medidas do coeficiente de transferência de massa volumétrico em função: do tamanho e forma das partículas, vazões e velocidades das fases e dos parâmetros hidrodinâmicos.

## 1.2 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

No Capitulo II é apresentada uma revisão da literatura sobre a fluidização, dando ênfase a fluidização em tratamento de efluentes e tipos de partículas utilizadas em tratamento de efluentes. Também neste capítulo são apresentadas discussões sobre os parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa utilizados para caracterização do leito fluidizado seus métodos e técnicas de medidas experimentais. No Capítulo III está comentada a parte experimental, ilustrando o equipamento utilizado bem como as condições de operação em que foram realizadas os experimentos. É mostrado também neste capítulo os métodos utilizados experimentalmente neste trabalho. No Capitulo IV são apresentados e analisados os resultados de hidrodinâmica e de transferência de massa obtidos. Estes são comparados neste capítulo com equações da iteratura. Finalmente no Capítulo V são observadas as conclusões obtidas no trabalho e oferecidas sugestões para trabalhos futuros.

#### **CAPÍTULO II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

## 2.1 INTRODUÇÃO

Este capítulo tem por finalidade apresentar a literatura sobre a teoria da fluidização, no seu uso em tratamento de efluentes. Parâmetros que caracterizam a hidrodinâmica e a transferência de massa em leito fluidizado trifásico são apresentados e discutidos com vistas a utilização de leito fluidizado no tratamento de efluentes.

## 2.2 FLUIDIZAÇÃO

A fluidização é a operação unitária na qual as partículas permanecem em suspensão num meio fluído, como resultado do balanço das forças de arraste do fluído, da força de gravidade e da força de flutuação (empuxo).

A fluidização é um assunto muito amplo e de muita utilização dentro da indústria química, principalmente em operações que necessitam contato entre as fases.

O leito fluidizado apesar de ser mais complexo que o leito fixo, quanto ao conhecimento das propriedades de transporte e cinética da reação (quando utilizado para reatores), ainda tem muitas vantagens.

As vantagens do leito fluidizado sobre o leito fixo nas suas diversas aplicações são: uniformidade e controle de temperatura, fluxo bem distribuído, intenso contato entre fases, baixa resistência a difusão entre as partículas, baixa resistência a transferência de massa sólido-líquido externa, maior dispersão axial das fases, maior conversão para reações de mistura, fácil substituição do catalisador e maior controle da atividade catalítica (FAN, 1989).

Devido a estas vantagens o leito fluidizado tem várias aplicações, as quais podem ser dispostas em três grupos de processos: físicos, químicos e biológicos.

Entre os processos físicos destacam-se: a limpeza de filtros de areia, flotação com ar, desumidificação de ar e coleta de partículas ou poeira. Em processos químicos destacam-se: a hidrogenação de compostos orgânicos, dessulfurização, liquefação de carvão, metanação, entre outros. Em processos biológicos tem-se o tratamento de efluentes urbanos e efluentes industriais contendo compostos como: lactose, fenol, glucose s-triazina e fenol (FAN, 1989).

Como este trabalho visa a obtenção de parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa para tratamento biológico aerado de efluentes, que é uma das aplicações do leito fluidizado trifásico, estes parâmetros serão apresentados com maiores detalhes.

MUROYAMA e FAN (1981) apresentaram uma revisão bastante completa sobre a fluidização gás-líquido fazendo uma distinção entre gás aspargido em coluna de lama e leito fluidizado trifásico.

Num gás aspargido em coluna da lama o tamanho das partículas usualmente é menor que 100  $\mu$ m de diâmetro e a fração volumétrica de sólidos é menor que 0,1. As partículas são mantidas em suspensão devido a agitação das bolhas.

Na fluidização trifásica o tamanho das partículas é relativamente grande, isto é, maior que 200  $\mu$ m e a fração volumétrica da fase sólida varia de 0,6 a 0,2, nos limites de leito fixo e de transporte respectivamente.

A fluidização trifásica é a operação unitária na qual as partículas permanecem em suspensão num meio com dois fluídos. Como seu próprio nome diz a fluidização trifásica é composta de três fases sendo uma sólida e dois fluídos podendo ser dois líquidos imiscíveis ou um gás e um líquido. Neste trabalho trata-se da fluidização de partículas com um gás e um líquido muitas vezes chamada na literatura de fluidização gás-líquido.

Os fluxos de gás e líquido na fluidização trifásica podem ser concorrentes ou contracorrente e em cada um deles pode-se ter como fase contínua, o líquido ou o gás. Quando a fase contínua é o líquido tem-se o chamado fluxo de bolhas e quando é o gás a fase contínua, tem-se o *trickle bed*. Para fluxo de bolhas pode-se ter a fluidização das partículas sendo promovida pelo líquido quando a velocidade do líquido for maior que a velocidade mínima de fluidização das partículas. Pode-se ter também a fluidização das partículas promovida pelo gás quando a velocidade do líquido for menor que a velocidade mínima de fluidização.

EPSTEIN (1981) apresenta um esquema, o qual é mostrado na figura 2.1 onde são classificados os regimes de contato e fluxo que podem existir em um leito fluidizado trifásico.

MUROYAMA e FAN (1981) classificaram a fluidização trifásica quanto ao fluxo (concorrente e contra-corrente) e quanto as fases contínuas (líquida e gasosa) apresentando quatro tipos de fluidização trifásica.

I- Fluxo gás-líquido concorrente e fase contínua líquida.

II- Fluxo gás-líquido concorrente e fase contínua gasosa.

III- Fluxo gás-líquido contra-corrente e fase contínua líquida.

IV- Fluxo gás-líquido contra-corrente e fase contínua gasosa.





LEITO FIXO

7

#### 2.3 FLUIDIZAÇÃO EM TRATAMENTO DE EFLUENTES

O filtro biológico, o qual consiste em um leito fixo, com células imobilizadas é um processo para tratamento biológico de efluentes que data do fim do século passado. Neste processo a matéria orgânica é absorvida numa camada biológica que envolve partículas sólidas, de modo a sofrer degradação aeróbia nas camadas externas pelos organismos aeróbios (PESSOA e JORDÃO, 1982).

Um outro processo para tratamento de efluentes é o de lodos ativados onde a biomassa encontra-se em suspensão. Esta biomassa consiste num floco formado por bactérias, fungos e protozoários. Neste processo o efluente e o lodo (bactérias, fungos e protozoários) são misturados, agitados e aerados para posteriormente serem separados por sedimentação. Parte do lodo ativado é recirculado para o processo com o objetivo de aumentar a concentração de biomassa no interior do reator aeróbio. Este processo que se originou na Inglaterra em 1913 (PESSOA e JORDÃO, 1982) tem muitas vantagens entre elas: alta eficiência na remoção da DBO<sub>5</sub> (demanda bioquímica de oxigênio por 5 dias) e flexibilidade na operação. Também há desvantagens que são: operação delicada, necessidade de completo controle de laboratório e grande área para sedimentação. Estas desvantagens levaram vários estudiosos a procurar outras alternativas entre as quais surgiu a fluidização a qual reflete-se como uma combinação do filtro biológico com o lodo ativado, que é ter a biomassa em suspensão mas aderida em partículas.

O estudo da fluidização para tratamento de efluentes começou a ser desenvolvido na década de 30. As aplicações comerciais da fluidização para tratamento de efluentes, começaram no fim da década de 70 e início da década de 80 com reatores de capacidade entre 34 e 342 m<sup>3</sup> (FAN, 1989). A grande vantagem oferecida pela fluidização em comparação com o processo de lodos

ativados está no menor volume do reator para reduzir a mesma carga de efluentes.

Existem ainda outras vantagens no tratamento biológico de efluentes usando leito fluidizado são elas: reciclo mínimo do lodo, recuperação da biomassa de alta carga, não há obstrução no sistema devido ao acúmulo de biomassa, pode-se variar a concentração de biomassa, requer baixa taxa de lavagem e a área de contato sólido-líquido é grande (FAN, 1989).

Os biorreatores fluidizados removem alta taxa de poluição gerando baixa taxa de lodo em pequeno volume. Apesar da complexibilidade do *scale up* justifica-se o interesse pela fluidização em tratamento aeróbio de efluentes, principalmente para efluente com alto teor de toxidade.

Para tratamento aeróbio de efluentes FAN (1989) apresentou quatro tipos de reatores os quais estão ilustrados na figura 2.2.

Nos biorreatores apresentados na figura 2.2 observa-se o leito fluidizado trifásico com aeração externa (tipo IV). Neste o líquido é pré-aerado, gerando um pseudo-fluído com características diferentes do ar e do líquido, antes de ser introduzido no leito fluidizado. Sob essas condições o leito tem um comportamento de fluidização bifásica sólido-líquido.

I LFT- Leito Fluidizado Trifásico.

LFTA- Leito Fluidizado Trifásico Afunilado.

II LFTT- Leito Fluidizado Trifásico com tubo.

LFTCE- Leito Fluidizado Trifásico com circulação externa de partículas.

- III LFTI- Leito Fluidizado Trifásico inverso.
- IV FB- Leito Fluidizado Trifásico com aeração externa.





Figura 2.2 - Várias configurações de biorreatores de leito fluidizado para tratamento aeróbio de efluentes líquidos

As vantagens do leito fluidizado pseudo-bifásico são uniformidade, fluidização não turbulenta, maior flexibilidade da taxa de oxigênio, projeto de aerador independe do reator e perdas de biomassa são mínimas. Pôr outro lado o leito fluidizado trifásico tem suas vantagens que são: a fluidização efetua-se pela ascensão das bolhas, não é necessário reciclo do líquido, a transferência de oxigênio ocorre na zona de reação e o projeto global é mais simples (RYHINER, PETROZZI e DUNN, 1988).

A fluidização trifásica pode ser considerada uma vantagem no tratamento de efluentes, uma vez que a turbulência pode limitar a espessura do biofilme, (provocando arraste da biomassa aderida impedindo alcançar altas concentrações de biomassa aderida no leito fluidizado ) sem contudo diminuir a eficiência de remoção (TAVARES, 1992).

A maioria dos processos para tratamento de efluentes é realizada com fluxos concorrentes das fases líquida e gasosa, como ilustra a figura 2.2.

## 2.4 PARTÍCULAS FLUIDIZANTES USADAS EM TRATAMENTO DE EFLUENTES

A função das partículas no leito fluidizado, quando usadas em tratamento aeróbio de efluentes, é a de promover o contato entre as fases gáslíquido de forma a ocorrer a aeração ou seja transferência de oxigênio para fase líquida. Além disso as partículas também funcionam como suporte para microorganismos, os quais fazem a degradação biológica de efluentes.

A fase sólida é portanto constituída de partículas com uma película envolvente chamada biofilme. O biofilme é definido como coleção de microorganismos e seus produtos extra celulares ligados a uma superfície sólida ou biológica (TAVARES, 1992). A espessura do biofilme nas partículas varia de 1,8 a 12  $\mu$ m (TRINET et al, 1981).

As partículas usadas como suporte podem ser de vários tamanhos desde µm até cm, e suas massas específicas podem variar amplamente.

As partículas para tratamento de efluentes devem ter as seguintes características: tamanho mínimo, forma variada, massa específica apropriada, condições para imobilização, resistência a abrasão e baixo custo (FAN, 1989).

Os materiais tradicionalmente usados como partículas fluidizantes são: carvão ativado, areia e vidro. Carvão ativado é vantajoso para suporte microbianos, pois as suas propriedades adsortivas enriquecem a concentração de substrato na interface sólido-líquido e ajudam a remover a poluição orgânica. Areia de pequeno diâmetro são empregadas em escala piloto e comercial com partículas de diâmetro de 0,2 a 0,3 mm (RYHINER, PETROZZI e DUNN, 1988). O vidro já foi também bastante estudado, com partículas de 375µm e massa específica 2,5 g/l (TRINET et al, 1981) e com partículas de 6 mm (REIBER e STENSEL, 1985). Mais recentemente tem-se estudado outros materiais como partículas fluidizantes ou suporte de microorganismos para leito fluidizado trifásico. Materiais poliméricos O.S.B.G. (*Optimized Support for Biological Groowth*) com diâmetro da partícula entre 2,7 a 3,5 mm e massa específica entre 1,18-1,36 g/l foram estudados por HATZIFOTIADOU et al (1988). Polímeros como: poliestireno de diâmetro de 2  $\mu$ m e massa específica de 1,05 g/l; acetato com diâmetro de 1  $\mu$ m e massa específica 1,3 g/l; acrílico de diâmetro de 1,5  $\mu$ m e massa específica de 1,18 g/l e nylon de diâmetro de 6,35  $\mu$ m e massa específica 1,15 g/l foram estudadas por TANG e FAN (1989). Quitina (polissacarídeo natural constituinte estrutural das cascas de crustáceos e alguns insetos) com diâmetro de partícula de 2,7 mm e massa específica de 1,037 g/l e OSBG com diâmetro de partícula de 2,7 mm e massa específica de 1,18 g/l foram estudados por TAVARES (1992).

O projeto de um reator de leito fluidizado trifásico para tratamento de efluentes requer informações dos parâmetros hidrodinâmicos, tal como, velocidade mínima de fluidização, altura do leito expandido e *holdup* individual das fases. Esses parâmetros, na realidade são fortemente afetados pela presença do biofilme.

A presença do biofilme leva a um aumento no diâmetro das partículas fluidizantes conseqüentemente um aumento no seu volume. HATZFOTIADOU et al (1988) comenta que a presença de biofilme tem efeito insignificante para partículas grandes ou seja de diâmetro na ordem de mm ou cm. Entretanto, a presença de biofilme para partículas de tamanho na ordem de  $\mu$ m, principalmente com a densidade muito maior que a densidade do biofilme, afeta a hidrodinâmica de forma bastante pronunciada.

HATZFOTIADOU et al (1988) chegou a conclusão que a partícula deve ter aproximadamente 3 mm de diâmetro e densidade aproximadamente 1,2, para que a hidrodinâmica não seja influenciada significativamente pela presença de biofilme.

A partir do trabalho de HATZIFOTIADOU et al (1988) começou a se desenvolver suportes com as características apresentadas pelo autor como reportam os trabalhos de TANG e FAN (1989) e TAVARES (1992).

## 2.5 HIDRODINÂMICA

A hidrodinâmica de um leito fluidizado pode ser caracterizada pelos seguintes parâmetros: altura do leito fluidizado, queda de pressão através do leito, velocidade mínima de fluidização e *holdup* individual das fases. Estes parâmetros são descritos a seguir.

## 2.5.1 Altura do leito

Um equipamento para fluidização trifásica pode ser subdividido em três regiões sendo elas a região: perto de distribuidor, do leito fluidizado propriamente dito e livre de sólidos.

Região perto do distribuidor ou seja abaixo do distribuidor de líquido é a região onde o gás é disperso. Nesta região tem-se a formação inicial das bolhas de gás até o seu formato final. O comportamento hidrodinâmico nesta região depende muito do projeto do distribuidor de gás. Em particular para o caso de dispersão de gás através de orifícios, estes têm grande influência no tamanho das bolhas. A velocidade das fases gás-líquido junto com o tamanho das bolhas e as propriedades físicas do meio gás-líquido determinam o comportamento hidrodinâmico desta região. Na região do leito fluidizado, propriamente dito, as partículas estão sob a ação das forças de arraste, causadas pela escoamento do fluído, as forças de gravidade e empuxo, caracterizando assim o estado fluidizado. Nesta região a altura das partículas é condicionada as velocidades das fases ocorrendo a expansão da altura do leito com o aumento da velocidade das fases e conseqüentemente a variação do *holdup* individual das fases.

Região livre de sólidos pode conter algumas partículas vindas do leito fluidizado, pois a finalidade desta região é reduzir a velocidade das partículas para evitar o arraste das mesmas. Tem-se nesta região um perfil axial do *holdup* de sólidos que decresce com a distância da região onde se encontra a maioria das partículas. A demarcação entre as regiões livre de sólidos e de leito fluidizado nem sempre é distinta. O limite entre essas regiões torna-se mais distinto para partículas grandes e pesadas do que para partículas pequenas e leves (FAN, 1989).

Os métodos usados para determinação da altura do leito expandido podem envolver: observação visual ou medidas de queda de pressão.

O método de observação visual consiste em medidas da altura do leito expandido, geralmente com uso de uma escala colocada junto ao leito. A utilização deste método produz resultados razoável quando se trata de partículas grandes e pesadas.

Para partículas leves e/ou pequenas o método de observação visual se torna difícil de empregar. Neste caso a altura do leito pode ser determinada através da interseção da curva de distribuição de pressão axial da região do leito fluidizado com a curva de distribuição de pressão axial da região livre conforme mostra a figura 2.3.


Figura 2.3 - Perfil típico de queda de pressão axial em fluidização gás-líquido.

Num leito fluidizado trifásico com partículas pequenas e leves pode ocorrer a contração do leito antes do início da fluidização. Esta contração é pronunciada com o aumento pela vazão do gás. MASSIMILA, MAJURI e SIGNORUNI (1959) citados por FAN (1989) observaram também que a contração do leito antes da fluidização aumenta com a velocidade do líquido.

## 2.5.2 *Holdup* individual das fases

Os *holdups* individuais das fases são de grande importância pois revelam as quantidades de cada fase em suas respectivas frações volumétricas.

A soma de todos os *holdups* individuais das fases é 1, como mostra a equação (2.1).

$$\boldsymbol{e}_{S} + \boldsymbol{e}_{L} + \boldsymbol{e}_{G} = 1$$

(2.1)

onde:

 $\varepsilon_{G} = holdup$  do gás  $\varepsilon_{L} = holdup$  do líquido  $\varepsilon_{S} = holdup$  do sólido

Na determinação do *holdup* da fases, o que a literatura apresenta é a determinação do *holdup* da fase sólida e o de uma das fases fluídas, ficando a terceira fase sendo determinada pela equação (2.1). A escolha desta fase fluída para determinar o *holdup* pode variar de acordo com as condições e métodos disponíveis.

#### 2.5.2.1 Holdup da fase sólida

O *holdup* dos sólidos referem-se a quantidade de material sólido que será fluidizado no volume do leito. No caso de tratamento biológico de efluentes o *holdup* de sólidos refere-se a quantidade de partículas sólidas, que se está usando como suporte e a massa de biofilme presente no interior do reator.

A determinação do *holdup* de sólidos sem a presença de biofilme pode ser efetuada através da seguinte equação:

$$\boldsymbol{e}_{s} = \frac{W_{s}}{\boldsymbol{r}_{s} \cdot \boldsymbol{A}_{sTC} \cdot \boldsymbol{H}}$$
(2.2)

onde:

 $A_{STC}$  = área da seção transversal a coluna

H = altura do leito fluidizado

 $W_S$  = massa das partículas

 $\rho_s$  = massa específica das partículas

Como pode-se notar na equação acima o método usado para determinação do *holdup* de sólidos necessita o conhecimento da altura do leito expandido (H), cujos métodos de determinação já foram descritas anteriormente.

Um procedimento para medir o *holdup* local de sólidos evitando a utilização da equação (2.2), sem a necessidade de se utilizar a altura do leito expandido (H), foi apresentado por BEGOVICH e WATSON (1978). O método depende da medida local do *holdup* do líquido ( $\varepsilon_L$ ), por técnica da

eletrocondutividade e do gradiente de pressão local via perfil de pressão (EPSTEIN, 1981).

O método comentado anteriormente utiliza as equações (2.1) e (2.24) resolvidas simultaneamente, para o cálculo dos *holdups*: do gás ( $\varepsilon_G$ ) e do sólido ( $\varepsilon_S$ ). Obtendo-se estes valores, pode se conferir o valor de *holdup* do sólido ( $\varepsilon_S$ ) para uma massa de sólidos conhecida ( $W_s$ ) pela equação:

$$\int_{0}^{\infty} \boldsymbol{e}_{s} dZ = \frac{1}{\boldsymbol{\Gamma}_{s} A_{sTC}} \int_{0}^{\infty} dW_{s}$$
(2.3)

A equação (2.2) refere-se ao valor médio do *holdup* do sólido considerando este homogêneo em todo o leito. A equação (2.3) permite o cálculo do *holdup* do líquido local podendo ser feito um perfil de *holdup* do sólido em relação a altura.

Sobre certas circunstâncias a introdução do gás num leito fluidizado líquido-sólido ou o aumento da velocidade do gás em leito fluidizado gás-líquido-sólido resulta na contração do leito. Isto não é intuitivo, tem intrigado muitos pesquisadores e tem evidentemente contribuído para existência de mais estudos sobre a expansão de leito ou *holdup* de sólidos do que outros aspectos da fluidização trifásica (EPSTEIN, 1981).

O fenômeno da contração do leito tem sido explicado através do *wake* ou seja o arraste do líquido causado pelas bolhas de gás ao passar pelo leito fluidizado. Parte do líquido seguindo atrás das bolhas deixam de suportar as partículas sólidas, causando desta forma a contração da altura do leito expandido (EPSTEIN, 1981).

## 2.5.2.2 Holdup da fase gasosa

O *holdup* do gás representa a quantidade de ar presente no leito fluidizado trifásico. Para tratamento de efluentes parte do oxigênio deste ar é transferido à fase líquida de forma a propiciar condições de vida aos microorganismos. Para se manter a atividade biológica dos microorganismos é necessário se manter determinado *holdup* de gás.

A literatura apresenta dois métodos para a determinação experimental do *holdup* do gás os quais são apresentados a seguir.

O primeiro método, usado por EFREMOF e VAKHRUSHEV (1970) consiste em colocar dois tubos de vidro de pequeno diâmetro, com a extremidade em contato com o leito tendo uma curvatura de 90° e a abertura de tamanho inferior ao diâmetro das partículas, num leito fluidizado trifásico como mostra a figura 2.4.

Um destes tubos é colocado na altura logo acima do distribuidor (tubo 1) e o outro tubo é colocado na altura correspondente a altura do leito expandido (tubo 2). Para a vazão de líquido na qual será medido o *holdup*, mede-se através de uma escala o nível do líquido nos tubos sem a presença de ar. Depois introduz-se o gás no leito repete-se as medidas. Quando o gás é introduzido no leito é perceptível uma diferença nos níveis dos tubos, estas diferenças são variação da altura no tubo que vai até o distribuidor (tubo 1)  $\Delta h_1$  e variação da altura no tubo que vai até o nível do leito (tubo 2)  $\Delta h_2$ . O *holdup* de gás é calculado pela seguinte equação

$$\boldsymbol{e}_{G} = \frac{\boldsymbol{D} \quad h_{1} - \boldsymbol{D} \quad h_{2}}{H}$$
(2.4)



Figura 2.4 Ilustração do método de medida de *holdup* de gás usados por EFREMOF e VAKHRUSHEV (1970).

onde:

H = altura do leito fluidizado

 $\Delta h_1$  = variação da altura no tubo que vai até o distribuidor (tubo 1)

 $\Delta h_2 = variação da altura no tubo que vai até o nível do leito (tubo 2)$ 

O segundo método, método do fechamento simultâneo das válvulas de entrada e saída, foi descrito por TANG e FAN (1989) e usado por TAVARES (1992). O método consiste em fechar simultaneamente as válvulas de entrada e saída do líquido e entrada do gás, medindo-se a altura da água dentro do leito fluidizado antes e depois de interromper a alimentação de gás e de líquido. Assim usando a seguinte equação pode-se determinar o *holdup* da fase gasosa ( $\varepsilon_G$ ).

$$\boldsymbol{e}_{G} = \frac{H - H_{1}}{H} \tag{2.5}$$

onde :

H = altura de água no leito fluidizado em funcionamento  $H_1 =$  altura da água no leito após interromper a alimentação de líquido e de gas

Uma descrição dos possíveis regimes de fluxo (bolhas coalescentes, bolhas dispersas e *slug*) que se estabelecem no contato gás-líquido em leito fluidizado trifásico é apresentado no ítem 2.6.1.

SONG et al (1989) analisaram os sistemas ar-água em regime bolhas dispersas e coalescente e observaram que o *holdup* de gás tem forte influência no regime de fluxo. Para cada regime de fluxo, o *holdup* do gás em leito fluidizado

trifásico contendo partículas cilíndricas (catalisadores cilíndricos) pode ser correlacionado usando número de Froude ( $Fr_G$ ) e número de Reynolds ( $Re_L$ ). Para um regime de fluxo em que as bolhas coalescem

$$\boldsymbol{e}_{G} = 0,342 \cdot Fr_{G}^{0.0373} \cdot Re_{L}^{-0.192}$$
(2.6)

Para regime de fluxo de bolhas dispersas

$$\boldsymbol{e}_{G} = 0,280 \cdot Fr_{G}^{0,126} \cdot Re_{L}^{-0,0873}$$
(2.7)

onde  $Fr_G e Re_L$  são definidos pelas equações (2.11 e 2.13).

Essas correlações, são baseadas em mais de 100 dados experimentais e o erro relativo de predição por correlação para 90% dos resultados experimentais está dentro de 20%.

O efeito da tensão superficial no *holdup* do gás foi estudada por FAN (1987). Este efeito foi representado pelo número de Morton (M) que foi incorporado por SONG et al (1989) nas correlações seguintes:

• Regime de bolhas grandes e dispersas

$$\boldsymbol{e}_{G} = 1,810 \cdot Fr_{G}^{0,222} \cdot Re_{L}^{-0,432} \cdot M^{0,02}$$
(2.8)

• Regime de transição

$$\boldsymbol{e}_{G} = 0.654 \ Fr_{G}^{0.385} \cdot Re_{L}^{0.051} \cdot M^{0.02.}$$
(2.9)

• Regime de bolhas dispersas

$$\boldsymbol{e}_{G} = 2,610 \ Fr_{G}^{0,21} \cdot Re_{L}^{0,372} \cdot M^{0,02.}$$
(2.10)

onde:

$$Fr_G = \frac{U_G^2}{d_e g} \tag{2.11}$$

$$M = \frac{g \mathbf{M}_{L}^{4}}{\mathbf{\Gamma}_{L} \mathbf{S}^{3}}$$
(2.12)

$$Re_{L} = \frac{U_{L}d_{e}\boldsymbol{\Gamma}_{L}}{\boldsymbol{m}_{L}}$$
(2.13)

onde:

 $d_e = diâmetro equivalente$ 

g = aceleração da gravidade

U<sub>G</sub> = velocidade do gás

U<sub>L</sub> = velocidade relativa bifásica e trifásica

 $\mu_L$  = viscosidade da fase líquida

 $\rho_L$  = massa específica do líquido

 $\sigma$  = tensão superficial

No sistema de SONG et al (1989) foram utilizadas partículas com massa específica entre 1,8 a 2 g/cm<sup>3</sup>, diâmetro equivalente entre (0,15 a 0,20)  $10^{-2}$  m, diâmetro da partículas de (0,08 a 0,10)  $.10^{-2}$  m e esfericidade entre 0,6 a 0,8; as faixas de velocidade foram para o líquido (0,35 a 15).  $10^{-2}$  m/s e para o gás de 0 a 8  $10^{-2}$  m/s.

O erro relativo de predições das equações (2.8) a (2.10) está em torno de 15%.

O *holdup* do gás depende fortemente do regime de fluxo, das propriedades das partículas e do líquido. Por exemplo uma diminuição da tensão superficial do líquido pode aumentar o *holdup* do gás. O *holdup* do gás em leito fluidizado trifásico pode ser menor do que em coluna de bolhas operando em mesmas condições, quando as partículas promovem coalescência de bolhas e pode ser maior do que em coluna de bolhas quando as partículas promovem a quebra das bolhas (FAN, 1989). Este fato demonstra o efeito das partículas nos regimes de contato gás-líquido e conseqüentemente no *holdup* de gás.

O *holdup* do gás e o aumento da velocidade da bolha estão interrelacionados. Para qualquer distância axial no estado estacionário um balanço de material na fase gasosa, assumindo a não ocorrência de reação química e massa específica constante fornece a relação entre  $\varepsilon_G(r)$  e U<sub>G</sub>(r);

$$U_{G} = \frac{1}{A_{STC}} \iint \boldsymbol{e}_{G}(r) U_{b}(r) dA \qquad (2.14)$$

onde:

 $A_{\text{STC}}$  = área da seção transversal

r = raio da coluna

 $U_b$  = velocidade da bolha

Para sistemas em regime de bolhas dispersas onde o *holdup* do gás e o aumento da velocidade da bolha são uniformemente distribuído no leito a equação (2.14) reduz-se a:

$$U_{g} = \boldsymbol{e}_{g} \quad U_{b} \tag{2.15}$$

Correlações de *holdup* de gás são baseadas tanto em aproximações estritamente empíricas ou descrições semi empíricas do fluxo gás-líquido. BEGOVICH e WATSON (1978) citado por FAN (1989) sugeriram a relação seguinte:

$$\boldsymbol{e}_{G} = (1,61 \pm 0,336) U_{G}^{(0,72 \pm 0,028)} d_{p}^{(0,168 \pm 0,061)} D_{c}^{(-0,125 \pm 0,088)}$$
(2.16)

onde:

 $d_p$  = diâmetro da partículas

 $D_c = diâmetro do leito fluidizado$ 

U<sub>G</sub> = velocidade do gás

Esta expressão refere-se a dados obtidos da literatura em leito fluidizado trifásico usando-se colunas com diâmetro interno de 76,2 e 152 mm em sistemas ar-água, com partículas de alumínio de 6,2 mm de diâmetro, vidro de 4,6 e 6,2 mm de diâmetro, silicato de alumínio de 1,9 mm de diâmetro e *plexiglas* de 6,3 mm de diâmetro.

Há outras correlações como:

$$\boldsymbol{\theta}_{G} = 0.15 \left( \frac{U_{G}^{5} \boldsymbol{\Gamma}_{L}}{U_{L} \cdot \boldsymbol{S} \cdot \boldsymbol{g}} \right)^{0.10}$$
(2.17)

onde:

 $U_L$  = velocidade do líquido  $\rho_L$  = massa específica do líquido

 $\sigma$  = tensão superficial do líquido

A equação (2.17) proposta por BLOXON (19é citada por HERNANDEZ-ROCHA (1992) como só é válida para partículas de 4,6 mm.

A correlação seguinte para estimativa do *holdup* do gás é também apresentada por HERNANDEZ-ROCHA (1992).

$$\boldsymbol{e}_{G} = \boldsymbol{a} \cdot \boldsymbol{U}_{G}^{b} \boldsymbol{d}_{p}^{c} \cdot \boldsymbol{D}_{c}^{d}$$
(2.18)

onde:

 $a = 1,610 \pm 0,270$  $b = 0,720 \pm 0,021$  $c = 0,168 \pm 0,046$  $d = -0,125 \pm 0.067$ 

MUROYAMA E FAN (1981) apresenta a seguinte equação para cálculo de *holdup* da fases gasosa para ar-água com velocidade do gás entre 0-2 cm/s e velocidade do líquido entre 1-3 cm/s.

$$\boldsymbol{e}_{G} = \frac{U_{G}}{21,7 - 4,6 \cdot \ln U_{G} + U_{L}}$$
(2.19)

Estas são algumas das equações de predição de *holdup* de gás. Existindo muitas outras como as descritas por FAN (1989).

## 2.5.2.3 Holdup da fase líquida

O *holdup* do líquido em leito fluidizado trifásico usado para tratamento de efluentes relaciona-se com o volume de efluente que se encontra no processo de tratamento.

Embora se utilize a equação (2.1) para a determinação indireta do *holdup* da fase líquida existem métodos específicos para sua determinação direta ou experimental.

O *holdup* do líquido pode ser medido pelo método da condutividade elétrica, o qual envolve um tratamento teórico rigoroso no estabelecimento da

metodologia (TANG e FAN, 1989). Também pode-se medir o *holdup* da fase líquida pela técnica do traçador, como descrito por FAN (1989) e por PATERSON e CLIFT (1987) que observaram que a técnica de traçador consiste em super estimar o *holdup* do líquido quando comparado com outros métodos.

O *holdup* do líquido aumenta com a velocidade do líquido e diminui monotonicamente com a velocidade do gás.

Para as partículas pequenas é mais pronunciado o aumento do *holdup* do líquido para viscosidade compreendida entre  $(1 < \mu < 70)$  cp. O *holdup* do líquido diminui levemente com a tensão superficial entre (40 <  $\sigma$  < 73) dina/cm para partículas de vidro de 1 mm de diâmetro e cascalho de 2,6 mm de diâmetro, mas normalmente ele aumenta com a tensão superficial (FAN, 1989).

De acordo com SABERIAN-BROUDJENNI (1984) citado em FAN (1989) o *holdup* do líquido pode ser predito pela correlação seguinte similar correlação de *holdup* do gás.

$$\boldsymbol{e}_{L} = \boldsymbol{e} \; \frac{j_{GL}' + \boldsymbol{U}_{L}}{\boldsymbol{U}_{G} + \boldsymbol{U}_{L}} \tag{2.20}$$

onde:

$$\boldsymbol{e} = \left(14\boldsymbol{f}_{s}\right)^{-1/3} \left(\frac{U_{L}}{U_{LMF}''}\right)^{0.27} \left[1+0.070 \left(\frac{d_{p}U_{G}\boldsymbol{r}_{L}}{\boldsymbol{m}_{L}}\right)^{0.34}\right]$$
(2.21)

$$j'_{GL} = 0,017 \left( \boldsymbol{\Gamma}_{L} U_{G}^{2} \right)^{0.45}$$
(2.22)

onde:

$$\begin{split} dp &= di \hat{a} metro \ da \ partícula \\ U_G &= velocidade \ do \ gás \\ U_L &= velocidade \ do \ líquido \\ U''_{LMF} &= velocidade \ mínima \ de \ fluidização (bifásica) \ líquido - sólido \\ \mu_L &= viscosidade \ do \ líquido \\ \rho_L &= massa \ específica \ do \ líquido \\ \varphi_S &= esfericidade \ das \ partículas \end{split}$$

FAN (1989) e MUROYAMA e FAN (1981) apresentam outras correlações para o *holdup* de líquido em leito fluidizado trifásico.

## 2.5.3 Queda de pressão

A queda de pressão através de um leito fluidizado é um parâmetro muito importante usado na caracterização hidrodinâmica de um leito fluidizado trifásico. A queda de pressão determina a quantidade de energia envolvida na promoção do contato gás-líquido, por meio do qual ocorre a transferência de massa requerida no processo.

EPSTEIN (1981) desenvolveu a expressão para a queda de pressão em fluidização concorrente com fluxo de bolhas suportado pelo líquido. Para a fluidização gás-líquido o gradiente de pressão axial total no nível do leito é simplesmente o peso do leito por unidade de volume, como mostra a seguinte equação.

$$\frac{dP}{dZ} = -(\boldsymbol{\Gamma}_{S}\boldsymbol{e}_{S} + \boldsymbol{\Gamma}_{L}\boldsymbol{e}_{L} + \boldsymbol{\Gamma}_{G}\boldsymbol{e}_{G}) \cdot g \qquad (2.23)$$

onde:

g = aceleração da gravidade

- $\epsilon_G = \mathit{holdup}$  individual do gás
- $\varepsilon_L = holdup$  individual do líquido
- $\varepsilon_{\rm S} = holdup$  individual do sólido
- $\rho_G = massa específica do gás$
- $\rho_L$  = massa específica do líquido
- $\rho_s = massa específica do sólido$

Onde os *holdup* individuais das fases são inter-relacionados pela equação (2.1). A queda de pressão total através do leito de altura (H), é determinada por:

$$\boldsymbol{D}P = -g \int_{0}^{H} (\boldsymbol{r}_{s}\boldsymbol{e}_{s} + \boldsymbol{r}_{L}\boldsymbol{e}_{L} + \boldsymbol{r}_{G}\boldsymbol{e}_{G}) dZ \qquad (2.24)$$

O produto ( $\rho_G.\epsilon_G$ ) é muito pequeno em comparação com os demais termos da equação (2.24) pois a massa específica do ar é muito menor que as massas específicas da água e das partículas.

Quando o líquido é a fase contínua o gradiente de pressão dinâmica (dp/dZ), medido por um manômetro diferencial, é o gradiente de pressão total (dP/dZ) corrigido pelo altura hidrostática do líquido.

$$-\frac{dp}{dZ} = -\frac{dP}{dZ} - \mathbf{\Gamma}_{L}g \qquad (2.25)$$

Substituindo as equações (2.1) e (2.23) em (2.25):

$$-\frac{dp}{dZ} = \left[ \left( \boldsymbol{\Gamma}_{s} - \boldsymbol{\Gamma}_{L} \right) \boldsymbol{e}_{s} + \left( \boldsymbol{\Gamma}_{G} - \boldsymbol{\Gamma}_{L} \right) \boldsymbol{e}_{G} \right] g \qquad (2.26)$$

Se for considerado o sistema sem a presença de gás  $\varepsilon_G = 0$ , tem-se:

$$-\frac{dp}{dZ} = \left[ \boldsymbol{e}_{s} \left( \boldsymbol{r}_{s} - \boldsymbol{r}_{L} \right) \right] g \qquad (2.27)$$

O gradiente de pressão friccional é o gradiente de pressão total corrigido pela altura hidrostástica das duas fases calculado pela seguinte equação:

$$-\frac{dP_f}{dZ} = -\frac{dP}{dZ} - \boldsymbol{\Gamma}_f g \qquad (2.28)$$

onde:

a massa específica do fluído é dada por

$$\boldsymbol{\Gamma}_{f} = \frac{\boldsymbol{\Gamma}_{G}\boldsymbol{e}_{G} + \boldsymbol{\Gamma}_{L}\boldsymbol{e}_{L}}{\boldsymbol{e}_{G} + \boldsymbol{e}_{L}} = \frac{\boldsymbol{\Gamma}_{L}\boldsymbol{e}_{L} + \boldsymbol{\Gamma}_{G}\boldsymbol{e}_{G}}{1 - \boldsymbol{e}_{S}}$$
(2.29)

Substituindo a equação (2.29) na equação (2.28):

$$-\frac{dp_f}{dZ} = -\frac{dP}{dZ} - \frac{\left(\boldsymbol{r}_G \boldsymbol{e}_G + \boldsymbol{r}_L \boldsymbol{e}_L\right)}{1 - \boldsymbol{e}_s}$$
(2.30)

Desprezando-se o produto ( $\rho_G.\epsilon_G$ ) em relação a ( $\rho_L.\epsilon_L$ ) e substituindo as equações (2.23) e (2.29) na equação (2.30) tem-se:

$$-\frac{dp_{f}}{dZ} = \boldsymbol{e}_{s} g(\boldsymbol{r}_{s} - \boldsymbol{r}_{f})$$
(2.31)

Nota-se que a ausência da fase gasosa na equação que descreve a queda de pressão friccional, equação (2.31) tem a mesma forma que a equação (2.27).

As equações (2.23), (2.26) e (2.31) assumem que o peso e a flutuação das partículas sólidas são suportados pela força de arraste do fluído ascendente sobre essas partículas, que as perdas adicionais por fricção são negligenciáveis e que as perdas por fricção na parede pode ser desprezada (EPSTEIN, 1981).

Pode-se usar medidas de queda de pressão para determinar a velocidade mínima de fluidização, como é ilustrado na figura 2.5.

## 2.5.4 Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização é definida como sendo a velocidade do fluído na qual as partículas começam a fluidizar, demarcando assim o limite inferior de velocidade de operação do leito fluidizado.

Observa-se que a medida que a velocidade do fluído aumenta a queda de pressão aumenta de modo linear, como está representado na figura 2.5.a - na região A - leito fixo. Com o aumento da velocidade do fluído a queda de pressão permanece praticamente constante, então diz-se que o leito está fluidizado região B- leito fluidizado. Se continuar a aumentar a velocidade da fase fluída pode-se ter o transporte das partículas.

O ponto da velocidade mínima de fluidização é o ponto de interseção entre linhas das regiões A e B.

A velocidade mínima de fluidização pode ser determinada até mesmo visualmente, observando o valor da velocidade do fluído quando as partículas iniciam a fluidização. Este método pode apresentar dificuldades quanto a observação do que é a fluidização em si. Por isso tem sido muito comum na literatura utilizar-se métodos mais elaborados, envolvendo gráficos.

Um método bastante usado para determinar a velocidade mínima de fluidização é o do gráfico das figuras 2.5.a e 2.5.b, que tem como ordenada a queda de pressão e como abcissa a velocidade do fluído (líquido). Em se tratando de fluidização trifásica utiliza-se na abcissa a velocidade da fase contínua, sendo considerado como um parâmetro constante a vazão ou velocidade da fase dispersa como ilustra a figura 2.5.b.

Para o leito fluidizado trifásico concorrente com a fase dispersa sendo o gás, observa-se, como mostra a figura 2.5.b que a velocidade mínima de fluidização diminui com o aumento da taxa de gás. Isto devido a presença do gás aumentar a velocidade intersticial do líquido aumentando a força de arraste e

contribuindo também com sua velocidade ascendente na sustentação de partículas.

Similarmente podería-se analisar a fluidização trifásica como bifásica sendo o fluxo um fluído, pseudo-homogêneo (com as características diferentes tanto de líquido como de gás). Onde na abcissa do gráfico da figura 2.5.a tería-se a velocidade do pseudo- fluído.

Também pode-se determinar a velocidade mínima de fluidização medindo-se a altura do leito e a velocidade do fluído, fazendo um gráfico da altura do leito versus velocidade do fluido, conforme a figura 2.6. Nesta figura a velocidade mínima de fluidização é obtida quando a curva das alturas deixa de ser reta paralela à abcissa como mostra a figura 2.6.

Da mesma forma que no método anterior, o efeito do gás na velocidade mínima de fluidização, neste método, é considerado como um parâmetro. O método da altura do leito é em essência o mesmo método de observação visual, com a possibilidade de se usar métodos gráficos de ajuste da curva da altura no limite da altura estática.





b) fluidização trifásica sendo  $(U_{G1} < U_{G2} < U_{G3})$ 

Figura 2.5 Queda de pressão versus velocidade da fase líquida.



Figura 2.6 Altura do leito versus velocidade do líquido.

equação de NACEF et al (1992) para predição da velocidade mínima de fluidização.

$$\operatorname{Re}_{L_{1}}^{\prime\prime} = \sqrt{C_{1}^{2} + C_{2}Ar} - C_{1}$$
(2.32)

onde:

$$\operatorname{Re}_{L_{e}}^{\prime\prime} = \frac{U_{L,MF}^{\prime\prime} \boldsymbol{\Gamma}_{L} d_{e}}{\boldsymbol{m}_{L}}$$
(2.33)

$$Ar = \frac{g d_p^3 \boldsymbol{\Gamma}_L \left( \boldsymbol{\Gamma}_s - \boldsymbol{\Gamma}_L \right)}{\boldsymbol{m}_L^2}$$
(2.34)

onde:

 $C_1 e C_2 = s$ ão propostos pela literatura (SONG et al, 1989) conforme mostra a tabela 2.1.

 $d_p$  = diâmetro da partícula

g = aceleração da gravidade

 $U''_{L,MF}$  = velocidade mínima de fluidização para a fluidização sólido-líquido

 $\mu_L$  = viscosidade do líquido

 $\rho_G$  = massa específica do gás

 $\rho_L$  = massa específica do líquido

C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	Autores
33.70	0.0408	Wen and Yu (1966)
25.70	0.0365	Richardson (1971)
25.25	0.0651	Inst. Gás Techn. (1978)
27.20	0.0408	Grace (1982)

Tabela 2.1 Coeficientes da equação (2.32).

Para fluidização trifásica de partículas esféricas SONG et al (1989) recomendaram que a velocidade mínima de fluidização seja calculada pela correlação empírica a seguir a qual utiliza a velocidade mínima de fluidização do sistema bifásico (U"<sub>L,MF</sub>).

$$\frac{U_{LMF}''}{U_{LMF}''} = 1 - 376 U_{g}^{0.327} \mathbf{m}_{l}^{0.227} d_{e}^{0.213} (\mathbf{\Gamma}_{s} - \mathbf{\Gamma}_{L})^{-0.423}$$
(2.35)

onde:

 $d_e = di$ âmetro equivalente

 $U_{g0}$  = velocidade superficial do gás

 $\mu_L$  = viscosidade do líquido

- $\rho_L$  = massa específica do líquido
- $\rho_s$  = massa especifica do sólido

### 2.6 TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Nas aplicações do leito fluidizado trifásico pode-se ter: transferência de massa gás-líquido e transferência de massa líquido-sólido.

A transferência de massa gás-líquido será o foco de atenção neste trabalho, por ser a forma de se realizar o tratamento de efluentes com a transferência de oxigênio da fase gasosa para líquida.

## 2.6.1 Transferência de massa gás-líquido

A taxa de transferência de massa através da interface gás-líquido pode ser descrita pelo produto de três termos: coeficiente de transferência de massa global ( $K_{GL}$ ), área interfacial gás- líquido (A) e diferença de concentração ( $\Delta C$ ).

$$\frac{dN}{dt} = K_{GL} A \, \boldsymbol{D}C \tag{2.36}$$

Num leito fluidizado trifásico ambos, o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial gás-líquido são inerentes da hidrodinâmica (MUROYAMA e FAN, 1981).

Em geral há três resistências na transferência de um gás entre duas fases: a resistências das fases gasosa e líquida e a resistência na interface. Se bem que a resistência da interface pode ser negligenciada na maioria das aplicações, exceto quando investiga-se uma espécie de superfície ativa concentrada na interface ou quando a taxa de transferência de massa é extremamente alta (BIRD et al, 1960).

O coeficiente global de transferência de massa em associação com as resistências individuais das fases gasosa e líquida pode ser escrito da seguinte forma:

$$\frac{1}{K_{GL}} = \frac{H^*}{k_L} + \frac{1}{k_G}$$
(2.37)

onde

 $H^* = constante da lei de Henry$   $K_{GL} = coeficiente de transferência de massa global$   $k_G = coeficiente de transferência de massa do lado do gás$  $k_L = coeficiente de transferência de massa do lado do líquido$ 

Na prática a resistência a transferência de massa na fase gasosa é negligenciada, assim a transferência de massa gás-líquido conduz uma simplificação, sendo o coeficiente de transferência de massa do lado do líquido igual ao coeficiente de transferência de massa global (MUROYAMA e FAN, 1981).

A transferência de massa no leito fluidizado trifásico ocorre quando há passagem de bolhas através do leito. Nesta situação ocorre a transferência de um componente gasoso, através da área interfacial da bolha para o líquido que circunda a bolha.

O coeficiente de transferência de massa do lado do líquido inclui efeitos de fluxo de líquido em torno de bolhas presente no leito.

A área interfacial reflete o comportamento do sistema e a dependência da bolha nas propriedades do sistema como: velocidades do gás e do líquido, tamanho das partículas e densidade das partículas.

A mais comum aproximação na transferência de massa gás-líquido é a combinação do coeficiente de transferência de massa e a área interfacial o que gera o termo do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) o qual é função da altura da coluna.

Para sistemas contendo muita bolhas a aproximação típica em transferência de massa é a determinação do coeficiente de transferência de massa volumétrico. Entretanto estudos mais fundamentados podem ser feitos separadamente para o coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) e a área interfacial (A). Isto requer medidas de ambos separadamente (FAN, 1989).

No contato gás-líquido que se estabelece no leito fluidizado trifásico as bolhas podem ter diversas formas. Para líquidos pouco viscosos como a água as bolhas variam de forma desde elíptica até semi-esférica.

A forma como as bolhas contactam o líquido definem um regime de fluxo. Três regimes de fluxo podem ser identificados baseados no comportamento do fluxo de bolhas em leito fluidizado trifásico são eles: regime de bolhas coalescentes, regime de bolhas dispersas e regime *slug*.

Em leito fluidizado trifásico a coalescência das bolhas pode ocorrer de acordo com o mecanismo similar a sistemas de contato gás-líquido sem fluidização. Quando duas bolhas sucessivas sobem dentro de uma suspensão sólido-líquido, a segunda é acelerada, devido a menor pressão causada pela anterior, até chocar-se com a outra formando uma bolha maior (FAN, 1989). Além deste mecanismo, a coalescência de bolhas em leito fluidizado trifásico pode ocorrer também pela obstrução do escoamento oferecida pelas partículas. Nestas circunstâncias, as partículas oferecendo resistência ao escoamento podem fazer com que duas bolhas que estejam subindo lado a lado venham a se aderir formando uma bolha maior.

Em regime de bolhas coalescentes ambos o tamanho e a velocidade da bolha tornam-se maiores. As bolhas que coalescem sobem geralmente na região central da coluna com maior velocidade causando agitação violenta no leito (FAN, 1989). O regime de bolhas coalescentes predomina para baixas velocidades de líquido e altas velocidades ou vazões de gás.

Geralmente o efeito da coalescência ocorre quando tem se partículas pequenas. Se tem atribuído a suspensões sólido-líquido que agem como meio pseudo-homogêneo de viscosidade aparente e densidade maiores do que as do líquido puro (FAN, 1989).

O regime de bolhas dispersas refere-se as condições em que as bolhas mantém seu tamanho individual não coalescendo com outras bolhas. Também refere-se este regime às condições em que as bolhas são quebradas e permanecem dispersas no meio líquido como bolhas menores. O regime de bolhas dispersas predomina a altas velocidades de líquido e baixas ou intermediárias vazões (velocidades) de gás. Nestas condições o líquido arrastando uma bolha em alta velocidade não permite que a bolha sucessiva alcance a primeira, não ocorrendo dessa forma a coalescência.

As bolhas podem quebrar-se devido a turbulência gerada na suspensão sólido-líquido. A quebra da bolha pode também ser atribuída a uma seqüência de fatos envolvendo: achatamento, estrangulamento e desintegração da bolha por turbulência e fluxo de vórtices. Interação entre partículas individuais e bolhas pode também resultar em quebra das bolhas (FAN, 1989).

O *slug* caracteriza um regime de fluxo com a ocorrência de bolhas de grande tamanho. Essas bolhas podem surgir do "crescimento" da bolha devido a coalescência ou mesmo devido a uma má distribuição do gás a altas vazões. Na ocorrência de *slug* o diâmetro da bolha chega a igualar-se ao diâmetro da coluna.

Sob estas circunstâncias a bolha de gás sobe através do leito como um pistão oferecendo pouco contato com as demais fases. Este regime ocorre para vazões de gás elevadas não sendo influenciado pela velocidade do líquido.

O fenômeno do *slug* tem sido reportado para colunas de pequeno diâmetro (<15 cm), cujos diâmetros das bolhas atingem facilmente o diâmetro da seção transversal coluna. Em colunas com maiores diâmetros o fenômeno do *slug* não tem sido reportado (FAN, 1989).

MUROYAMA e FAN (1981) apresentam um gráfico mostrando a ocorrência dos três regimes de fluxo em leito fluidizado trifásico em função das velocidades (vazões) das fases líquida e gasosa. Este gráfico é apresentado numa forma esquemática na figura 2.7.

As velocidades (vazões) das fases gasosa e líquida e o tamanho das partículas fluidizantes tem efeito no tamanho das bolhas, definindo regimes de fluxo. FAN (1989) reporta que no comportamento da bolha ambos a velocidade (vazão) do gás e o tamanho das partículas têm maior impacto no tamanho da bolha que prevalece no leito.

Bolhas de tamanho pequeno resultam numa área interfacial maior do que aquelas produzidas por bolhas grandes. Uma grande área interfacial tende a aumentar o produto da mesma com o coeficiente de transferência de massa proporcionando um coeficiente de transferencia de massa volumétrico (K<sub>L</sub>A) maior.

A literatura comenta que a velocidade (vazão) do gás e o tamanho das partículas tem um efeito muito forte no tamanho das bolhas no leito fluidizado (FAN, 1989).



Figura 2.7 Ocorrência dos regimes de fluxo para leito fluidizado G-L-S concorrente em função das velocidades das fases gasosa e líquida.

A figura 2.8 mostra que o coeficiente de transferência de massa volumétrico, ( $K_LA$ ), aumenta com a velocidade do gás para diversos tamanhos de partículas. Esse aumento relativo do coeficiente de transferência de massa volumétrico, ( $K_LA$ ), torna-se menos pronunciado para altos valores da velocidade vazão do gás (FAN, 1989).



Figura 2.8 - Coeficiente de transferência de massa volumétrico em função da velocidade do gás.

Para partículas com diâmetro maior que 4 mm o coeficiente de transferência de massa volumétrico, ( $K_LA$ ) em leito fluidizado trifásico é muito maior do que em coluna de borbulhamento. Entretanto para partículas de 2 mm o coeficiente de transferência de massa volumétrico, ( $K_LA$ ) é menor do que em coluna de borbulhamento (FAN, 1989) confirmando os resultados apresentados por OSTERGAARD e SUCHOZEBRSKI (1969) citado por (MUROYAMA e FAN, 1981).

OSTERGAARD e SUCHOZEBRSKI (1969) investigaram o efeito dos parâmetros de operação individual no coeficiente de absorção volumétrica ( $K_LA$ ) usando absorção física do dióxido de carbono. Foi observado que o tamanho das partículas tem feito um efeito no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ). O valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) num leito de partículas de 1 mm é 1/5 do valor daquele em coluna de borbulhamento livre de sólidos, já quando as partículas são de 6 mm o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) é aproximadamente duas vezes maior que em coluna de borbulhamento livre de sólidos. O aumento do coeficiente do transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) para partículas de 6 mm é atribuído a quebra de bolhas de gás e sua diminuição para partículas de 1 mm é devido a coalescência (MUROYAMA e FAN, 1981).

A figura 2.9 também apresenta o efeito do diâmetro das partículas no coeficiente de transferência de massa volumétrico, ( $K_LA$ ) comparando apenas leitos fluidizados. Esta figura mostra que a medida que o diâmetro das partículas aumenta o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) diminui chegando a um mínimo para partículas com diâmetro de 1-2 mm para depois aumentar novamente (FAN, 1989).

O ponto de mínimo para valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) na figura 2.8 pode ser entendido da seguinte forma. Enquanto o diâmetro da partícula aumenta, a probabilidade de ocorrência de coalescência de bolhas torna-se menor, sendo então menor o diâmetro das bolhas. O coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) tem sido observado por vários autores (DHANUKA e STEPANEK, 1980) e notou-se que coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) aumenta com o aumento do tamanho da bolha. Como a área interfacial diminui com o tamanho da bolha tem se aí dois efeitos opostos. Sendo preponderante o decréscimo de coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) no produto coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) para partículas menores que 2 mm e preponderante o aumento da área interfacial para partículas maiores que este tamanho.

Baseado em dados de DHANUKA e STEPANEK (1980) para partículas com diâmetro maior que 1 mm FAN (1989) comenta que, em contraste com o significante efeito da velocidade (vazão) do gás, tem-se relativamente pouco efeito da velocidade do líquido sobre coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ).

TOSYALLI (1984) investigou a influência da velocidade do líquido no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ), mostrando que o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) aumenta com a velocidade do líquido. O autor reporta que a área interfacial (A) aumenta enquanto que o coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) diminui com a velocidade do líquido. Resultando disto um efeito mais pronunciado da área interfacial fazendo com que o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) aumente com o velocidade do líquido.



Figura 2.9 - Coeficiente de transferência de massa volumétrico em função do diâmetro da partícula.

# 2.6.2 Métodos para determinação do coeficiente de transferência de massa volumétrico

Para determinação do coeficiente de transferência da massa volumétrico pode-se usar o método de absorção física ou o de absorção química com reação química lenta.

Os métodos físicos para determinação do coeficiente de transferência da massa volumétrico ( $K_LA$ ) não são muito precisos, assim sendo os métodos de determinação envolvendo reação química são mais utilizados (HATZFOTIADOU et al, 1988). Dentre os métodos com reação química existem os métodos contínuos e descontínuos.

Para a aplicação deste métodos (com reação química) é necessário promover uma reação química lenta, na fase líquida, onde a absorção é independente da composição do líquido e do seu grau de mistura. Deve-se escolher um sistema químico que não modifique a hidrodinâmica do meio e que forneça ainda, reações lentas. O sistema  $Na_2SO_3 + O_2$  é o mais comumente empregado, ainda que alguns autores (OSTERGAARD e FUSBOL, 1972; DHANUKA e STEPANEK, 1980; CHANG et al, 1986) utilizam sistemas com  $CO_2$  + solução tampão de NaHCO<sub>3</sub> -  $Na_2CO_3$  (TAVARES, 1992).

Um método descontínuo, consistindo em desoxigenação da água, por sulfito de sódio em excesso com cloreto de cobalto como catalisador, dando a seguinte reação, foi apresentado por (TAVARES, 1992).

$$SO_3^{-2} + 1/2 O_2 \xrightarrow{C_0^{+2}} SO_4^{-2}$$
 (2.38)

A equação de transferência de massa para esse método é:

$$\frac{dC}{dt} = K_{L}A\boldsymbol{D} \ C \tag{2.39}$$

onde

A =área de contato gás-líquido

C = concentração do gás no líquido

K<sub>L</sub> = coeficiente de transferência de massa

t = tempo

Quando são introduzidos, o sulfito de sódio e o cloreto de cobalto, o leito fluidizado trifásico está em operação. O sulfito de sódio eliminará todo o oxigênio do meio e por estar em excesso a concentração de oxigênio permanecerá por um tempo igual a zero, mesmo com fluxo de ar (oxigênio) sendo alimentado no reator. Depois de reagido todo o sulfito de sódio a concentração de oxigênio começa a aumentar com o tempo.

Com a integração da equação (2.39)

$$\int \frac{dC}{C^* - C} = K_{L} A \int dt \qquad (2.40)$$

considerando no instante inicial (t = 0) a concentração igual a zero, tem-se.

$$\ln \frac{C^* - C}{C^*} = K_{L} A t$$
 (2.41)
onde

- C<sup>\*</sup> = concentração de saturação do gás no líquido
- C = concentração de gás no líquido no tempo (t)

Considerando  $C^*$  em percentagem 100% ou seja 1 em fração, a equação (2.41) pode ser reduzida a

$$\ln\left(\frac{1-C}{1}\right) = K_L A t \tag{2.42}$$

Um gráfico de dados experimentais de concentração de oxigênio no líquido versus tempo permite determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico (K<sub>L</sub>A), o qual será a inclinação da reta ilustrada no gráfico da figura 2.10.

Em regime estacionário com reação química lenta, pode-se também determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) através de um método que envolve um balanço de massa gasoso ou através do método da medida da massa inicial de sulfito.

O método de determinação do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) por balanço gasoso é feito de modo descontínuo e é baseado no balanço de massa na fase gasosa (HATZFOTIADOU et al, 1988). Este método consiste na desoxigenação da água por solução de sulfito de sódio em excesso com íons de cobalto como catalisador seguindo a equação (2.38).

A concentração de oxigênio dissolvido na água, com o reator em funcionamento, permanece igual a zero enquanto o sulfito de sódio estiver reagindo. Durante este período se estabelece o regime estacionário e se realizam

medidas da fração de oxigênio na alimentação e na saída de ar. A partir destas medidas determina-se o coeficiente de transferência de massa volumétrico.

A equação de transferência de massa para regime estacionário pode ser escrita da seguinte forma

$$N = K_L A V_L \left( C^* - C_L \right) \tag{2.43}$$

onde

C<sup>\*</sup> = concentração de oxigênio dissolvido na água em equilíbrio com o ar (saturação).

C<sub>L</sub> = concentração de oxigênio dissolvido no líquido

Para o regime estacionário  $C_L = 0$  e tem-se

$$N = K_L A V_L (C^*) \tag{2.44}$$



Figura 2.10 Determinação de  $K_LA$  pelo método transiente.

fazendo balanço de massa para fase gasosa no leito fluidizado trifásico esquematizado na figura 2.11.

$$N = \frac{P'}{RT} \left( G_1 Y_1 - G_2 Y_2 \right)$$
(2.45)

onde:

 $G_1 = vazão de gás na entrada$ 

 $G_2 = vazão de gás na saída$ 

P' = pressão de operação

R = constante dos gases

T = temperatura de operação

 $Y_1$  = fração molar de  $O_2$  na entrada

 $Y_2$  = fração molar de  $O_2$  na saída

Considerando que não há transferência de nitrogênio para fase líquida

$$G_1 Y_{1N2} = G_2 Y_{2N2} \tag{2.46}$$

Considerando, o ar seja composto de apenas oxigênio, nitrogênio e umidade, a soma de suas composições é 1 na entrada e na saída do leito fluidizado trifásico.



Figura 2.11 Esquema de um leito fluidizado.

Assim a composição de nitrogênio  $Y_{N2}$  pode ser escrita como:

$$Y_{1N2} = 1 - Y_1 - Y_{1W} \tag{2.47}$$

$$Y_{2N2} = 1 - Y_2 - Y_{2W} \tag{2.48}$$

onde:

$$\begin{split} Y_{1N2} &= \text{fração molar de nitrogênio no gás da entrada} \\ Y_{2N2} &= \text{fração molar de nitrogênio no gás da saída} \\ Y_{1W} &= \text{fração molar de umidade no gás da entrada} \\ Y_{2W} &= \text{fração molar de umidade no gás da saída} \end{split}$$

Substituindo as equações (2.47) e (2.48) na equação (2.46) e explicitando se a vazão de gás na saída ( $G_2$ ) tem-se:

$$G_2 = G_1 \frac{1 - Y_1 - Y_{1W}}{1 - Y_2 - Y_{2W}}$$
(2.49)

Substituindo as equação (2.49) na equação (2.45) obtem-se

$$N = \frac{P'}{RT}G_1 \frac{Y_1 - Y_2 - Y_1 Y_{2W} - Y_2 Y_{1W}}{1 - Y_2 - Y_{2W}}$$
(2.50)

$$K_{L}A = \frac{P}{RT} \frac{G_{1}}{V_{L}C^{*}} \frac{Y_{1} - Y_{2} - Y_{1}Y_{2W} - Y_{2}Y_{1W}}{1 - Y_{2} - Y_{2W}}$$
(2.51)

onde:

P' = pressão de operação

R = constante dos gases

T = temperatura

Deve-se levar em conta na utilização deste método as seguintes considerações:

• O valor de vazão de gás na entrada (G<sub>1</sub>) medido deve ser corrigido em função da pressão de trabalho, através da seguinte expressão

$$G_{1REAL} = G_1 \sqrt{\frac{P_T 293}{T}}$$
 (2.52)

onde:

P<sub>T</sub>= pressão na saída

T = temperatura de operação

• A concentração  $C^*$  é a concentração média de oxigênio dissolvido em equilíbrio com o ar ( $\overline{C^*}$ ) dada pela equação a seguir sendo considerado modelo de escoamento pistão para o leito fluidizado trifásico

$$\overline{C^*} = \frac{C_1^* - C_2^*}{\ln\left(\frac{C_1^*}{C_2^*}\right)}$$
(2.53)

onde:

$$C_{1}^{*} = C^{*} \frac{P'}{P_{ATM}}$$
(2.54)

$$C_2^* = C^* \frac{Y_2}{0.2095} \tag{2.55}$$

## onde

C\* é a concentração de oxigênio dissolvido na saturação a temperatura de trabalho e pressão atmosférica.

• É necessário verificar se a reação influencia muito no coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ). DANCKWERTS (1970) propõe um fator de aceleração (E) que é a relação entre coeficiente de transferência de massa com reação química ( $K_L$ ') e o coeficiente de transferência de massa sem reação química ( $K_L$ ). Se E for igual a um, a reação é lenta não influenciando no coeficiente de transferência de massa.

O método de determinação do  $K_LA$  pelo regime estacionário com a massa inicial de sulfito de sódio foi apresentado por TAVARES (1992). Neste método são necessários o conhecimento: da quantidade de sulfito de sódio adicionada, do tempo no qual o regime é estacionário e da estequiometria da reação. A quantidade de sulfito de sódio que está em excesso, pode ser subdividida em: quantidade necessária para redução da concentração de oxigênio a zero e quantidade em excesso a qual determina o tempo do regime estacionário. Estas quantidades estão representada pela seguinte equação:

$$M_{T} = M_{a} + M_{R} \tag{2.56}$$

onde:

# M<sub>o</sub> = massa de sulfito de sódio necessária para consumir o oxigênio existente

 $M_R$  = massa de sulfito de sulfito em excesso

M<sub>T</sub> = massa total de sulfito de sódio adicionada

A massa de sulfito de sódio necessária para consumir o oxigênio existente no líquido antes do estado estacionário pode ser estimada pela equação da reação global sendo considerado que a água esteja saturada de oxigênio.

$$Na_2SO_3 + 1/2O_2 \xrightarrow{Co^{+2}} Na_2SO_4$$
(2.57)

assim

$$M_{o} = \frac{126}{16} \ \overline{C_{\infty}^{*}} V_{L}$$
(2.58)

onde

 $\overline{C_{\infty}^*}$  = concentração média de oxigênio dissolvido na água na saturação, quando não há transferência de oxigênio

 $V_L$  = volume do líquido

A quantidade (massa) de oxigênio  $M_{O2}$  que reage com a massa de sulfito de sódio em excesso ( $M_R$ ) durante o regime estacionário de acordo com a estequiometria da reação é:

$$M_{0_2} = M_R \frac{16}{126} \tag{2.59}$$

A taxa de absorção de oxigênio pode se escrita da seguinte forma

$$N' = \frac{M_{o_2}}{t_0} = \frac{M_R}{t_0} \frac{16}{126}$$
(2.60)

onde:

t<sub>0</sub> = tempo de duração do regime estacionário

Substituindo as equações (2.56) e (2.58) na equação (2.60), tem-se

$$N' = \frac{\frac{16}{126} M_{T} - \overline{C_{\infty}^{*}} V_{L}}{t_{0}}$$
(2.61)

A taxa de absorção de oxigênio (N') em regime estacionário considerando que a concentração de oxigênio dissolvido na água é zero é:

$$N' = K_L A V_L C_{\infty}^* \tag{2.62}$$

Igualando-se as equações (2.61) com (2.62) pode-se determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico

$$K_{L}A = \frac{\frac{16}{126}M_{T} - \overline{C_{\infty}^{*}}V_{L}}{t_{0}V_{L}\overline{C_{\infty}^{*}}}$$
(2.63)

Ainda dentre os métodos para medir o coeficiente de transferência de massa ( $K_LA$ ) TOSYALI, (1984) apresenta um método combinado que envolve a absorção de gás carbônico ( $CO_2$ ) em solução de hidróxido de sódio (NaOH) simultaneamente com dessorção física de oxigênio na fase líquida. Este método permite a determinação isolada de coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) e da área interfacial (A).

Como a temperatura é um parâmetro que influência no valor do coeficiente de transferência de massa (K<sub>L</sub>A), há necessidade de uma padronização para apresentar resultados de K<sub>L</sub>A. A temperatura padrão usada na literatura é a temperatura de 20°C. A equação que corrige o coeficiente de

transferência de massa volumétrico (K<sub>L</sub>A) como função da temperatura é a seguinte:

$$K_{L}A_{(20^{\circ}C)} = K_{L}A_{(T_{L}^{\circ}C)} \cdot 1,024^{(20-T_{L})}$$
(2.64)

onde

 $T_L$  = temperatura do líquido

A literatura indica muitas correlações empíricas para predição de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ).

BIGOT (1990), citado por TAVARES (1992) determinou o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) em função apenas da velocidade do gás ( $U_G$ ) pela equação:

$$K_L A = c U_G^n \tag{2.65}$$

onde:

 $c = 0,20 \text{ e } n = 0,9 \text{ para } \varepsilon_s < 0,22$  $c = 0,05 \text{ e } n = 0,8 \text{ para } \varepsilon_s = 0,33$ sendo U<sub>G</sub> em m/h e K<sub>L</sub>A em min<sup>-1</sup>

FAN (1989) apresenta as equações de NGUYEN-TIEN et al (1985) obtidas de experimento usando absorção física em leito fluidizado trifásico com ar tendo velocidade entre 0 e 16 cm/s, água com velocidade entre 4,6 e 11,6 cm/s e partículas de vidro com densidade entre 2,51 - 2,95

$$K_{L}A = 0,39 \left\{ 1 - \left[ \frac{\boldsymbol{e}_{s}}{0,58(\boldsymbol{e}_{L} + \boldsymbol{e}_{G})} \right] \right\} U_{G}^{0,67}$$
(2.66)

Para partículas com diâmetro de 0,05 a 1 mm deve-se utilizar a equação (2.66), mas para partículas com 1 < dp < 8 mm e velocidade do líquido de 10 cm/s é sugerido a equação (2.67)

$$K_{L}A = 13.9d_{p}^{0.709}U_{G}^{0.5}$$
(2.67)

FAN (1989) apresentou as equações de CHANG et al (1986) para cálculo do coeficiente de transferência de massa. Equações estas obtidas de experimento com absorção química e dessorção física  $CO_2-N_2/Na_2CO_3-NaHCO_3$  para partículas de vidro de 1,7 4 e 6 mm e com velocidades do gás entre 0,5 e7 cm/s e do líquido entre 5,4 e 13 cm/s .

$$K_{L}A = 1597U_{G}^{0.68}U_{L}^{0.63}d_{p}^{1.21}$$
(2.68)

$$A = 2,08 \times 10^6 U_G^{0,35} U_L^{0,85} d_p^{0,81}$$
(2.69)

EPSTEIN (1981) apresentou as equações de CALDERBANK para cálculo do coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) e área interfacial (A).

$$K_{L} = 0.31 \left[ \frac{\left( \boldsymbol{r}_{s} - \boldsymbol{r}_{g} \right) g D^{2}}{\boldsymbol{m}_{L}} \right]^{1/3}$$
(2.70)

onde

- D = difusividade do oxigênio no líquido
- g = aceleração da gravidade
- $\mu_L$  = viscosidade do líquido
- $\rho_G$ = massa específica do gás
- $\rho_L$  = massa específica do líquido

$$A = \frac{6\mathbf{e}_{G}}{D_{B}} \tag{2.71}$$

O número de equações para predição do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ), do coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) e da área interfacial (A) que se encontram na literatura é razoavelmente grande, como apresenta FAN e MUROYAMA (1981). Entretanto muitas dessas equações envolvem parâmetros que não são prontamente mensuráveis ou condições que não se aplicam exatamente as condições deste trabalho. Por esse motivo as equações aqui apresentadas encontram-se de forma mais sintetizada.

## CAPÍTULO III - PARTE EXPERIMENTAL

## 3.1 INTRODUÇÃO

Para estudar a hidrodinâmica e a transferência de massa no reator de leito fluidizado trifásico foi construído um equipamento para coletar dados experimentais.

O equipamento é constituído de: uma coluna de fluidização, a qual possui um distribuidor gás-líquido, uma zona de redução de velocidade da fase líquida e acessórios como: uma bomba, rotâmetros, um manômetro e um tanque de líquido.

Este capítulo tem a finalidade de apresentar o equipamento, suas condições de operação e as técnicas utilizadas nas medidas experimentais realizadas neste trabalho.

#### **3.2 EQUIPAMENTO**

O equipamento construído trata-se de uma escala semi-piloto. As figuras 3.1.a e b ilustram o equipamento.

Este equipamento contém uma coluna onde ocorre a fluidização, também chamada de leito fluidizado ou simplesmente leito. A coluna tem diâmetro interno de 11,46 cm e comprimento 200 cm. Esta coluna foi construída com dois tubos de mesmo diâmetro e 100 cm de comprimento cada, unidos por flanges. O material da coluna é o acrílico, o que possibilita a visualização do processo de fluidização. Na parte superior do tubo que constitui a coluna foi flangeado um cone de aço inox com 7,6 cm de altura e ângulo de abertura de 50°. Em cima deste cone foi flangeado um tubo de acrílico com diâmetro interno de 24,2 cm e 50 cm de comprimento. Este tubo, chamado de zona de redução de velocidade tem por finalidade reduzir a velocidade das partículas para as mesmas não serem arrastadas do leito fluidizado.

Abaixo do leito fluidizado está localizado o distribuidor gás-líquido. Seu projeto tem fundamental importância no comportamento hidrodinâmico e na transferência de massa gás-líquido do leito fluidizado trifásico. Para cada leito fluidizado deve-se estudar o melhor distribuidor em função: das velocidades (vazões) de gás e de líquido, da massa específica e do tamanho das partículas e do diâmetro do leito fluidizado.

Diversos distribuidores gás-líquido foram utilizados na tentativa de obter bom contato entre as fases gás-líquido o que é geralmente obtido quando se tem pequenas bolhas dispersas no líquido.

O distribuidor que apresentou tamanho de bolhas relativamente razoáveis para o contato entre as fases, portanto utilizado nos experimentos, é mostrado na figura 3.2. Este distribuidor consiste de um cone de tecnil por onde entra o líquido ascendente. Sobre este cone tem-se um tubo de tecnil de mesmo diâmetro que a coluna, dentro do qual está situado um dispersor de gás. Este dispersor é feito de um tubo de cobre com diâmetro de 4 mm com formato espiralado, vide figura 3.2. Perfurações com orifícios de 0,5 mm neste tubo espiralado permite que o gás seja dispersado no líquido que o circunda.

Acima deste dispersor há uma placa homogeneamente perfurada com 235 orifícios de 3 mm de diâmetro, resultando numa área livre de 16,10%. Esta placa tem dupla finalidade: melhorar a distribuição do fluído no leito fluidizado e de sustentar as partículas do leito.



Figura 3.1a - Esboço do equipamento experimental.



Figura 3.1 b Fotografia do equipamento de leito fluidizado trifásico em funcionamento



Figura 3.2 - Distribuidor Gás-Líquido usado no módulo experimental do leito fluidizado trifásico a) Vista Superior, b) Vista Lateral

A placa está flangeada entre o distribuidor gás-líquido e o leito fluidizado.

Como acessórios tem-se ainda: um tanque de água, com dimensões de (49:30:33) cm, uma bomba de capacidade máxima de 666 cm<sup>3</sup>/s e rotâmetros para medir as vazões das fases gasosa e líquida.

Estes acessórios são ligados ao equipamento por meio de tubos, mangueiras e conexões de P.V.C..

#### **3.3 AS FASES**

Como fases contactantes neste leito fluidizado trifásico, utilizou-se dois fluídos sendo um líquido e outro gás e uma fase sólida.

O líquido utilizado nos experimentos foi a água, a qual foi totalmente recirculada no equipamento. A bomba que alimentava parte da água na coluna e recirculava uma outra parte no tanque. A porção da água que foi alimentada na coluna teve sua vazão medida por um rotâmetro de maior vazão, ou por um rotâmetro de menor vazão, ou ambos funcionando em paralelo. Depois de atravessar a coluna a água retornava ao tanque de onde a bomba a succionava.

O gás utilizado neste sistema foi ar comprimido, o qual vindo de um compressor, passava por um rotâmetro e por um sifão antes de ser alimentado na coluna. A distribuição de gás no líquido foi feita tal como descrito na figura 3.2.

Os rotâmetros usados para medição das vazões das fases líquida (água) e gasosa (ar) tem suas curvas de calibração mostradas no apêndice A.

A fase sólida utilizada na fluidização do leito foram partículas de P.V.C., as quais, como já descritas no Capítulo II, são de interesse especial para tratamento de efluentes por possuírem densidades relativamente baixas, constituindo assim objeto de investigação neste trabalho. Três tipos de partículas foram utilizadas suas formas são: cúbica, cilíndrica e irregular e suas propriedades estão mostradas na tabela 3.1. As partículas cúbicas e cilíndricas têm tamanho relativamente uniforme conforme ilustra a figura 3.3. As partículas irregulares apresentam a distribuição de tamanho mostrada na figura 3.4.

Partículas	$\rho(g/cm^3)$	$V^*(mm^3)$	$S^*(mm^2)$	d <sub>e</sub> (mm)	φ(-)
cúbicas	1.3053	31.4903	60.3445	3.9180	0.80
cilíndricas	1.3789	13.3232	33.7310	2.9412	0.81
irregulares	1.3236	-	-	-	-
V <sup>*</sup> = média dos volumes de	e 100 partículas	cúbicas	cilíndricas		

Tabela 3.1- Propriedades da partículas.

 $S^* =$  média das superfícies de 100 partículas

 $\begin{array}{l} L_1 = 2,72 \text{ mm} & D = 3,45 \text{ mm} \\ L_2 = 3,05 \text{ mm} & H = 1,39 \text{ mm} \end{array}$ 

L<sub>3</sub> = 3,61 mm

A massa específica das partículas foi obtida por diferença de volume num picnômetro. A área superficial e o volume das partículas cilíndricas e cúbicas da tabela 3.1 foram calculados pela média de cem áreas e volumes. O diâmetro equivalente e a esfericidade foram calculados de acordo com KUNII e LEVENSPIEL (1962). O diâmetro equivalente e conseqüentemente a área superficial e o volume das partículas irregulares não foi possível calcular.

As partículas com os formatos: cúbico e irregular apresentaram inicialmente um efeito de flotação devido a sua afinidade com o ar. Tal efeito que impossibilita a fluidização, não é de interesse de estudo neste trabalho. Para tornar essas partículas com características adequadas a fluidização, efetuou-se um tratamento superficial nas mesmas com ácido nítrico retirando assim a sua afinidade com o ar. Esse tratamento superficial consistiu em agitar por 40 min as partículas em ácido nítrico concentrado e depois lavá-las com água.



3.3.a) Partículas cilíndricas.



3.3.b) Partículas cúbicas



3.3.c) Partículas irregulares.Figura 3.3 Formas das partículas utilizadas



Figura 3.4 Distribuição cumulativa do tamanho das partículas irregulares.

As partículas de forma cilíndrica desde o início apresentaram características adequadas a fluidização devido a sua grande afinidade com a água. Esta maior afinidade vem ao tratamento com acetona quando do seu processo de fabricação.

## 3.4 - CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO

A faixa de vazão de líquido (água) utilizada foi desde 20,03 cm<sup>3</sup>/s (1,20 l/min) quando o leito estava fixo até 645,95 cm<sup>3</sup>/s (38,76 l/min) quando o leito estava completamente fluidizado. Os limites utilizados para as vazões do gás (ar comprimido) foram de 0 a 38,50 cm<sup>3</sup>/s (2,31 l/min).

Diferentes alturas estáticas de partículas foram usadas nos experimentos de hidrodinâmica e transferência de massa, estas alturas para as respectivas partículas estão mostradas na tabela 3.2.

Tabela 3.2 Alturas estáticas dos leitos com partículas
--

	$H_0$ (cm)					
PARTÍCULAS	10	21	30	41	49	
Cúbicas	850g	1700g	2550g	3400g	4250g	
Cilíndricas	-	-	2550g	-		
Irregulares	-	-	1940g	-	-	

# 3.5 TÉCNICAS EXPERIMENTAIS

A caracterização da fluidização num leito fluidizado trifásico envolve conhecimentos de hidrodinâmica e transferência de calor e transferência de massa. Neste trabalho a transferência de calor não foi estudada. Todos os experimentos foram realizado a temperatura ambiente, não havendo diferenças de temperatura entre as fases possibilitando assim desprezar-se a transferência de calor.

## 3.5.1 Hidrodinâmica

## 3.5.1.1 Altura do leito expandido(H)

A altura do leito expandido pode ser medida através da observação visual, com medida direta da altura do leito que se expande. Neste trabalho a altura foi medida através de uma escala colocada do lado externo do leito (coluna). Quando a altura não se mostrou com bastante nitidez, devido as bolhas e oscilações do escoamento, foi assumido a média aritmética dos valores da altura máxima e da altura mínima observada na escala.

## 3.5.1.2 Holdups individual das Fases (e)

# Holdup do sólido( $e_s$ )

*Holdup* do sólido foi obtido através da equação de sua definição a equação (2.2)

$$\boldsymbol{e}_{s} = \frac{W}{\boldsymbol{r}_{s} \cdot \boldsymbol{S}_{STC} \cdot \boldsymbol{H}}$$
(2.2)

onde:

Astc = área da seção transversal da coluna

H = altura do leito expandido

 $W_S$  = massa das partículas

 $\rho_s$  = massa específica das partículas

Holdup do gás ( $\varepsilon_G$ )

O método empregado para determinação do *Holdup* da fase gasosa foi o mesmo método usado por EFREMOV e VAKRSHEV (1970) cuja metodologia encontra-se apresentada no Capítulo II ítem 2.5.2.2.

#### *Holdup* do líquido ( $\varepsilon_L$ )

O *holdup* do líquido não foi medido experimentalmente, mas sim calculado pela diferença dos demais *holdups* acima. A equação utilizada para seu cálculo foi a equação (2.1) isolando-se o *holdup* do líquido:

$$\boldsymbol{e}_{L} = 1 - \boldsymbol{e}_{G} - \boldsymbol{e}_{S} \tag{2.1}$$

## 3.5.1.3 Queda de pressão (**D**P)

A queda de pressão foi medida através de um manômetro vertical do tipo em "U" com fluído manométrico de tetracloreto de carbono colorido com iodo metálico. Da mesma forma que a altura, a queda de pressão quando em presença de oscilações foi assumida a média aritmética dos valores máximos e mínimos observados na escala manométrica.

## 3.5.1.4 Velocidade mínima de fluidização (Umf)

A velocidade mínima de fluidização trata-se da velocidade da fase contínua na qual as partículas iniciam a fluidização. A velocidade mínima de fluidização foi obtida experimentalmente nas condições de vazão da fase dispersa (gás) constante. Para a obtenção da velocidade mínima de fluidização utilizou-se o método da queda de pressão e o método da altura.

No método da queda de pressão utilizou-se os valores da queda de pressão versus velocidade da fase contínua (líquido) em forma de gráfico. Através deste gráfico obteve-se o valor da velocidade mínima de fluidização no ponto de encontro das linhas das regiões de leito fluidizado e de leito fixo como ilustra a figura 2.5.a.

Um outro método empregado para a medida da velocidade mínima de fluidização com a vazão da fase dispersa (gás) constante é o da variação da altura do leito expandido em relação ao leito fixo. Neste método utiliza-se um gráfico da altura do leito expandido versus velocidade do fluído da fase contínua (líquido). A velocidade mínima de fluidização foi obtida pelo ponto em que a altura do leito deixa de ser constante com o aumento da velocidade da fase contínua, como ilustra a figura 2.6. Este método produz resultados similares a observação visual da velocidade mínima de fluidização.

## 3.5.2 Transferência de massa

Nos estudos de transferência de massa realizados neste trabalho concentrou-se nas medidas de transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida através da medida do coeficiente de transferência de massa gáslíquido.

Uma vez que a resistência à transferência de massa do lado do gás pode ser negligenciada tanto num leito fluidizado trifásico com fase líquida contínua e também na coluna de borbulhamento (MUROYAMA e FAN, 1981). O coeficiente de transferência da massa do lado do líquido ( $k_L$ ) determina o coeficiente global de transferência de massa gás-líquido. Como o coeficiente de transferência de massa gás-líquido não pode ser medido individualmente, mede-se o coeficiente de transferência de massa gáslíquido volumétrico (K<sub>L</sub>A), o qual é o produto do coeficiente de transferência de massa pela área interfacial.

## 3.5.2.1*Coeficiente de transferência de massa volumétrico* ( $K_LA$ )

O coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) foi medido pelo método transiente com reação química lenta. Neste trabalho utilizou-se de sulfito de sódio em excesso e cloreto de cobalto hexa-hidratado como catalisador para consumir o oxigênio dissolvido na água de acordo com a seguinte reação química.

$$SO_{3}^{-2} + 1/2O_{2} \xrightarrow[C_{0^{++}}]{} SO_{4}^{-2}$$
 (2.38)

Para esta reação são necessários 0,4 gramas de sulfito de sódio por litro de água e 0,01 gramas de cloreto de cobalto hexa-hidratado por litro de água, para desoxigenar completamente a água. As equações que governam este processo de reoxigenação são apresentadas com detalhes no Capítulo II onde verifica-se que o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) pode ser determinado experimentalmente através do uso da equação:

$$\ln\left(\frac{C^* - C}{C^*}\right) = t \cdot K_L \cdot A \tag{2.42}$$

com medidas experimentais da concentração de oxigênio (C) versus tempo (t).

Para estas medidas foram utilizados um oxímetro (Inc modelo 5300 da Yelllow Spring Instrument Co.) e um registrador (modelo RB 103 da Equipamentos Científicos do Brasil).

Primeiramente o oxímetro foi calibrado em 100%, para as vazões de gás e líquido nas quais se pretendia calcular o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ). Este valor de 100% corresponde a concentração de saturação ( $C^*$ ). Em seguida adicionou-se o sulfito de sódio e o cloreto de cobalto com o reator em funcionamento, neste instante o oxímetro indicou redução da concentração de oxigênio rapidamente, chegando ao valor zero. A taxa de oxigênio permaneceu neste valor por um período de tempo necessário para consumir todo o sulfito de sódio, já que este estava em excesso. Depois deste tempo a concentração de oxigênio começoua a aumentar obtendo-se assim uma curva de concentração percentual de oxigênio versus tempo. Com valores de tempo e concentração desta curva, utilizando a equação (2.42) num programa de regressão linear (Minitab), calculou-se assim o coeficiente  $K_LA$  na temperatura de operação. Este deve ser corrigido para temperatura padrão de 20°C conforme a equação (2.42).

## CAPÍTULO IV - ANÁLISE DE RESULTADOS

# 4.1 INTRODUÇÃO

Este capítulo tem por finalidade apresentar e analisar os resultados obtidos nos experimentos de fluidização descritos no Capítulo III. A tabela 4.1 mostra de forma resumida os tipos de experimentos realizados para os diferentes tipos de partículas nas variadas condições de altura estática.

Tabela 4.1 - Condições de altura estática e tipo de partícula.

	$H_0$ (cm)					
Partículas	10	21	30	41	49	
Cúbica			*		*	
Cilíndrica	$\otimes$	$\otimes$	*	$\otimes$	*	
Irregular			*			

Na tabela 4.1 o símbolo  $\otimes$ , representa os experimentos de hidrodinâmica com medidas de: altura do leito expandido, queda de pressão e velocidade mínima de fluidização. O símbolo \* representa a realização de experimentos de medidas de *holdup* das fases, coeficiente de transferência de massa além dos experimentos de hidrodinâmica citados anteriormente.

Todos os resultados dos experimentos obtidos neste trabalho encontramse no apêndice C. Neste capítulo resultados típicos são apresentados subdivididos em duas partes: resultados dos estudos hidrodinâmicos e resultado dos estudos de transferência de massa. Estes serão apresentados a seguir.

#### 4.2 RESULTADOS DOS ESTUDOS HIDRODINÂMICOS

# 4.2.1 Altura do leito expandido

As figuras: 4.1 e 4.2 apresentam a variação da altura do leito expandido em função da velocidade do líquido. Observa-se nestas figuras que a altura do leito expandido aumenta com a velocidade do líquido de modo relativamente linear para baixas velocidades de líquido sendo este aumento mais pronunciado em altas velocidades de líquido. A vazão do gás nestas figuras é apresentada como parâmetro, sendo difícil distinguir seu efeito sobre a altura.

Nas figuras 4.3 e 4.4 o efeito da vazão do gás na altura do leito pode ser visto mais nitidamente. Nota-se na figura 4.3 a qual refere-se a velocidade do líquido de 4,83 cm/s, que a altura do leito expandido é aproximadamente constante. Para maiores velocidades de líquido como ilustra a figura 4.4 o efeito da velocidade do gás é o de aumentar levemente a altura do leito.



Figura 4.1 Altura do leito versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com  $H_0 = 30$  cm.



Figura 4.2 Altura do leito versus velocidade do líquido para partículas irregulares com  $H_0 = 30$  cm.



Figura 4.3 Altura do leito versus vazão do gás com  $H_o = 30$  cm e  $U_L = 4,83$  cm/s.

Comparações entre os diferentes tipos de partículas em relação a expansão do leito fluidizado podem ser feitas através das figuras 4.3 a 4.6.

A expansão do leito é maior para as partículas cúbicas do que para as partículas cilíndricas. Sendo as partículas irregulares as que menos se expandem. Este fato é observado tanto quando se varia a vazão do gás como mostram as figuras 4.3 e 4.4 como quando se varia a velocidade do líquido como ilustram as figuras 4.5 e 4.6.



Figura 4.4 Altura do leito versus vazão do gás com  $H_{\rm o}=30~\text{cm}$  e  $U_{\rm L}=6,07~\text{cm/s}.$ 



Figura 4.5 Altura do leito versus velocidade do líquido com  $H_o = 30$  cm e  $Q_G = 10,3$  cm<sup>3</sup>/s.


Figura 4.6 Altura do leito versus velocidade do líquido com  $H_o = 49$  cm e  $Q_G = 10,3$  cm<sup>3</sup>/s.

### 4.2.2 Holdup individual das fases

#### 4.2.2.1 Holdup da fase sólida

Como demonstra a equação (2.2) o *holdup* de sólidos é inversamente proporcional a altura do leito expandido. O aumento da altura do leito ocasionado pelo aumento da velocidade do líquido gera uma diminuição no *holdup* do sólido. Este resultado é ilustrado na figura 4.7.

A figura 4.8 apresenta os resultados do efeito da vazão de gás no *holdup* de sólidos. Estes resultados mostram que o *holdup* de sólidos permanece praticamente constante com o aumento da vazão, de fato isto é confirmado através das figuras 4.3 e 4.4 onde pode-se notar que a altura do leito não variou com o aumento da vazão do gás.

## 4.2.2.2 Holdup da fase gasosa

O efeito da vazão do gás no *holdup* do gás é ilustrado na figura 4.9. Nota-se que o *holdup* do gás aumenta com a vazão do gás. Sendo o *holdup* do gás uma fração do volume do leito um aumento da vazão do gás faz aumentar esta fração.



Figura 4.7 *Holdup* de sólidos versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com  $H_0 = 49$  cm.



Figura 4.8 *Holdup* de sólidos versus vazão do gás para partículas cilíndricas com  $H_0 = 49$  cm.

O efeito da velocidade do líquido no *holdup* do gás pode ser visto na figura 4.10. Verifica se nesta figura que o *holdup* do gás decresce com o aumento da velocidade do líquido. A figura 4.9 também ilustra este resultado, onde o *holdup* de gás é evidentemente menor em maiores velocidades do líquido. Observa-se ainda na figura 4.10 que o decréscimo do *holdup* do gás com a velocidade do líquido é mais acentuado para maiores vazões de gás.

Através de uma comparação entre os tipos de partículas observou-se que o *holdup* do gás com partículas cúbicas é maior do que para partículas cilíndricas

independente da velocidade do líquido, da vazão de gás e da altura estática, isto é ilustrado pelas figuras 4.11 a 4.14.

O comportamento das partículas irregulares em relação ao *holdup* do gás, só pôde ser analisado para a altura estática de 30 cm. Comparando essas partículas com as demais verifica-se que para baixas vazões de gás as partículas irregulares apresentam *holdup* de gás intermediários entre os das partículas cúbicas e cilíndricas, sendo mais próximos dos *holdup* de gás desta última, conforme ilustra a figura 4.11. Fazendo-se a mesma análise para a velocidade do líquido, verifica-se que a baixas velocidades de líquido, o *holdup* do gás em partículas irregulares é menor que o *holdup* do gás de partículas cilíndricas e de partículas cúbicas como ilustra a figura 4.13. Para maiores velocidades de líquido o *holdup* do gás de partículas cúbicas como ilustra a figura 4.14.

O comportamento do *holdup* de gás das partículas irregulares mostra-se ser bem atípico em relação aos outros dois tipos de partículas.

As figuras 4.11 e 4.12, além de ilustrar claramente, o já comentado efeito do aumento da velocidades de líquido em diminuir o *holdup* da fase gasosa, têm o objetivo de mostrar o efeito da altura estática no regime para as partículas cúbicas e cilíndricas, bem como possibilitar uma comparação entre as mesmas.



Figura 4.9 *Holdup* do gás versus vazão do gás para partículas cúbicas com  $H_0 = 49$  cm.



Figura 4.10 *Holdup* do gás versus velocidade do líquido para partículas cilíndricas com  $H_0 = 30$  cm.



Figura 4.11 *Holdup* do gás versus velocidade do líquido para  $Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}$ .

A figura 4.11 a qual se refere a baixa vazão de gás ( $Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}$ ) mostra que para menores alturas estáticas do leito, para partículas cúbicas e cilíndricas, tem-se maiores *holdup* do gás. Para maiores vazões de gás, como mostra a figura 4.12, este efeito também é observado, porém sendo menos significativo.



Figura 4.12 *Holdup* do gás versus velocidade do líquido para  $Q_G = 31,3 \text{ cm}^3/\text{s}$ .

As figuras 4.13 e 4.14 por sua vez ilustram o efeito já comentado do *holdup* do gás aumentar com o aumento da vazão do gás. Na figura 4.14 para baixas velocidades de líquido ( $U_L = 1,67$  cm/s) tem maior *holdup* de gás em menores alturas de leito estático para os dois tipos de partículas (cúbicas e cilíndricas).



Figura 4.13 *Holdup* do gás versus vazão do gás para  $U_L = 4,83$  cm/s.

Na figura 4.13 para altas velocidades de líquido, não se pode distinguir claramente o efeito da altura estática no *holdup* de gás. Partículas cúbicas e cilíndricas apresentam praticamente o mesmo *holdup* de gás para as alturas estáticas de 30 e 49 cm.



Figura 4.14 *Holdup* do gás versus vazão do gás para  $U_L = 1,67$  cm/s. \* Os dados referentes as partículas irregulares referem-se as condições de leito não totalmente fluidizado.

Os resultados mostram que de uma maneira geral o aumento da altura estática leva a menores *holdups* de gás.

Quanto ao tipos de partículas, os resultado apontam que partículas cúbicas apresentam maiores *holdups* de gás que partículas cilíndricas. Partículas irregulares apresentaram *holdups* de gás tanto maiores como menores que esses dois tipos de partículas a depender das condições de vazão das fases. Sugerindose que sob as diferentes condições de vazão, o leito de partículas pode reter maior ou menor quantidade de gás.

O método utilizado nas medições dos *holdup* de gás, como descrito no Capítulo III, baseou-se nas medidas de alturas as quais devido ao pequeno volume de gás dentro do leito a se ver pelos valores de *holdups* de gás obtidos nas figuras 4.9 a 4.14 podem levar a valores diferentes. Sendo estes mesmo levemente diferentes, as interpretações comparativas dos *holdups* de gás com as partículas poderia ser mudados. Desta forma, seria mais seguro, afirmar que as diferenças de *holdups* de gás para as partículas não é significativa.

Numa tentativa de obter equações para predição do *holdup* da fase gasosa foram testadas as equações, de SONG et al (1989), equações (2.6) e (2.7), entretanto independente do regime, estas não apresentaram resultados satisfatórios, predizendo valores de *holdup* entre 2-90 vezes maiores que os valores experimentais, conforme ilustram as figuras 4.15 a 4.18.

Também foram testados para predição do *holdup* outras equações propostas por SONG et al (1989) equações (2.8), (2.9) e (2.10) as quais incluem o efeito da tensão superficial através do número de Morton (M). Estas equações são específicas para os regimes de contato sendo: bolhas grandes e dispersas (coalescência), equação (2.8), regime de transição, equação (2.9), e regime de bolhas pequenas e dispersas, equação (2.10).

Pelas figuras 4.15 a 4.18 verifica-se que a equação (2.10) não apresenta bons resultados em nenhuma condição de operação para os dois tipos de partículas (cilíndricas e cúbicas), entretanto suas previsões são melhores que as equações (2.6) e (2.7) as quais não incluem o efeito da tensão superficial.



Figura 4.15 Predição de *holdup* de gás, para partículas cilíndricas com  $H_0 = 30$  e e 49 cm e  $U_L = 1,67$  cm/s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10).

As equações (2.8) e (2.9) se ajustam um pouco melhor em comparação com as equações (2.6) e (2.7), exceto para baixas velocidades de líquido. Para essas velocidades de líquido, como ilustra a figura 4.15, a equação (2.9) é a que representa melhor os dados experimentais, tanto para partículas cúbicas como para cilíndricas. Justo nesta condição os resultados do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) predizem coalescência de bolhas discordando parcialmente com o regime de aplicação da equação.



Figura 4.16 Predição de *holdup* de gás, para partículas cúbicas com  $H_0 = 30$  e 49 cm e  $U_L = 4,83$  cm/s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10).



Figura 4.17 Predição de *holdup* de gás, para partículas cúbicas com  $H_0 = 30$  e 49 cm e  $Q_G = 31,3$  cm<sup>3</sup>/s, pelas equações (2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10).

A equação (2.18) tem uma forma similar a da equação (2.16), diferindo somente nas suas constantes. De forma que a equação (2.16) possui uma faixa de variação das predições mais ampla. Comparações de predições destas equações são mostradas nas figuras 4.19 e 4.20.



Figura 4.18 Predição de *holdup* de gás, para partículas cilíndricas com  $H_0 = 30$  e 49 cm e  $Q_G = 10,3$  cm<sup>3</sup>/s, pelas equações(2.6), (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10).

A equação (2.16) apresenta bons resultados, para as predições com partículas cúbicas e irregulares, com os valores experimentais dentro da faixa de predição da equação. Para partículas cilíndricas a altas velocidades de líquido entretanto os resultados preditos pela equação (2.16) são levemente sobre estimados como ilustra a figura 4.20.



Figura 4.19 Predição de *holdup* de gás, para partículas irregulares para altas (a) e baixas (b) velocidades de líquido, pelas equações (2.16) e (2.18).

A equação (2.17) a qual independe do tipo de partícula, para a grande maioria dos resultados experimentais super estima os valores de *holdup* de gás e somente para o caso particular de altas vazões de gás com partículas irregulares apresenta bons resultados. A figura 4.21, ilustra a comparação das predições da equação (2.17) com dados experimentais.



Figura 4.20 Predição de *holdup* de gás, para partículas cilíndricas para altas (a) e baixas (b) velocidades de líquido, pelas equações (2.16) e (2.18).

As predições dos valores de *holdup* pela equação (2.19) são comparativamente melhor que as predições da equação (2.17), como ilustra a figura 4.21.



Figura 4.21 Predição de *holdup* de gás, com velocidades de líquido de 4.83 cm/s, pelas equações (2.17) e (2.19).

Dentre as equações de predição de *holdup* de gás analisadas verifica-se que as equações: (2.8), (2.9), (2,16), (2,18) e (2.19) são as que melhor representam os resultados de holdup de gás obtidos experimentalmente.

É interessante notar aqui que as equações (2.8) e (2.9) são função dos seguintes parâmetros ( $d_p$ ,  $U_G$ ,  $U_L$ ,  $\mu_L$ ,  $\rho_L$ ,  $\sigma_L$ ) e além disso só são válidas para regime de coalescência de bolhas e transição de bolhas para bolhas pequenas e dispersas respectivamente.

As equações (2.16) e (2.18) são função dos parâmetros ( $d_p$ ,  $U_G$ ,  $D_c$ ) enquanto que a equação (2.19) é função dos parâmetros ( $U_G$ ,  $U_L$ ) somente.

Os resultados experimentais obtidos demonstram que o *holdup* do gás varia com a velocidade do gás, a velocidade do líquido, sendo que a influência do tipo de partículas não foi perceptível. Desta forma a utilização das equações (2.16) e (2.18) seria inconsistente. Restando as equações: (2.8), (2.9) e (2.19) que podem representar os dados experimentais de maneira mais consistente.

### 4.2.2.3 Holdup da fase líquida

O valor *holdup* do líquido experimental foi obtido por diferença dos demais *holdups* conforme a equação (2.1). Verificou-se na figura 4.23 que o *holdup* do líquido aumenta com a velocidade do líquido conforme descrito no Capítulo II. Entretanto na figura 4.22 verificou-se que o *holdup* do líquido é praticamente constante com o aumento da vazão de gás, somente sob certas circunstâncias diminuindo com a vazão do gás.

A literatura cita a equação (2.20) para predizer o *holdup* do líquido, sendo esta equação função da esfericidade, só pôde-se prever o *holdup* do líquido para as partículas cilíndrica e cúbica. As figuras 4.22 e 4.23 ilustram essas predições em função da vazão do gás e da velocidade do líquido.



Figura 4.22 *Holdup* do líquido versus vazão do gás para partículas cilíndricas.



Figura 4.23 *Holdup* do líquido versus velocidade do líquido para partículas cúbicas.

Nas condições de operação deste trabalho a equação (2.20) prediz resultados satisfatórios para o *holdup* do líquido para as partículas cilíndricas e cúbicas.

# 4.2.3 Queda de pressão

A variação da queda de pressão com a velocidade do gás para partículas cilíndricas e cúbicas com altura estática de 30 e 49 cm respectivamente pode ser visto nas figuras 4.24 e 4.25. As medidas de queda de pressão são apresentadas nestas figuras desde as condições de leito fixo e vão até leito totalmente fluidizado com grandes expansões, mostrando o comportamento típico da fluidização como já comentado no Capítulo II. Comportamento este que foi observado para todas as condições de fluidização estudadas.

Nestas figuras estão colocadas como abcissa a velocidade da fase contínua ou seja a velocidade do líquido, tendo-se como parâmetro a velocidade da fase gasosa. Observa-se nestas figuras que a queda de pressão diminui com o aumento da velocidade do gás. O mesmo efeito é claramente notado na figura 4.28. O efeito da presença do gás contribui para sustentar as partículas diminuindo seu peso efetivo.



Figura 4.24 Queda de pressão versus velocidade líquido para partículas cilíndricas, com  $H_0 = 30$  cm.



Figura 4.25 Queda de pressão versus velocidade líquido para partículas cúbicas, com  $H_0 = 49$  cm.

O efeito da altura estática na queda de pressão é mostrado na figura 4.26 onde tem-se diferentes alturas estáticas de leito com partículas cúbicas, fluidizando a uma mesma velocidade de gás e diferentes velocidades de líquido. Nota-se nesta figura que o aumento da altura estática contribui para o aumento da queda de pressão. Conforme visto nas equações (2.23) a (2.31) que a queda de pressão é proporcional ao peso das partículas sólidas que fluidizam no leito. Para uma coluna de seção transversal constante um aumento na altura estática acarreta um aumento deste peso e em conseqüência maior queda de pressão. A queda de pressão é uma função aproximadamente linear da altura estática, conforme mostra a figura 4.27.

A figura 4.28 apresenta uma comparação para queda de pressão através do leito fluidizado com diferentes tipos de partículas. Para a mesma altura estática de 30 cm em várias vazões de gás, observa-se que partículas irregulares apresentam menor queda de pressão que partículas cilíndricas e cúbicas para todas as vazões de gás. É interessante notar que para obter-se iguais alturas estáticas de 30 cm utilizou-se 2550 g de partículas de forma cilíndrica, 2550 g de partículas de forma cúbica e 1940 g de partículas irregulares. A menor massa de partículas de forma irregular justifica uma menor queda de pressão, entretanto a diferença entre a queda de pressão para as demais partículas não são explicadas em termos de massa de partículas. Na mesma figura nota-se que para uma altura estática de 49 cm, cujas massas de partículas cúbicas e cilíndricas são também iguais, semelhante diferença na queda de pressão é observada. Tal fato pode vir a confirmar a influenciam de outros efeitos advindos da forma e/ou tamanho das partículas na queda de pressão. A tabela 3.1 apresentada no Capítulo III., mostra os diferentes tamanhos e formas de partículas utilizadas.



Figura 4.26  $\Delta P \ge U_L$  para partículas cúbicas, com vazão do gás de 10,3 cm<sup>3</sup>/s a várias alturas estáticas.



Figura 4.27  $\Delta P \ge H_0$  para partículas cúbicas com diferentes  $Q_G$ .



Figura 4.28 Queda de pressão versus vazão do gás, comparando as partículas.

Os resultados experimentais de queda de pressão especificamente para a velocidade do líquido de 4,83 cm/s são comparados nas tabelas 4.2 a 4.6 com as predições de queda de pressão obtidas pelas equações (2.26) e (2.27). Valores dos desvios apresentados nas tabelas 4.2 a 4.6 são maiores para a equação (2.27) a qual despreza a presença da fase gasosa. Verifica nestas tabela que os erros apresentados por esta equação aumentam relativamente a medida que é aumentada a vazão do gás.

Os resultados demonstram também que os maiores desvios são para altura estática de 30 cm quando se trata de partículas cúbicas e cilíndricas. Quanto a comparação dos tipos de partículas foi observado que as melhores predições da equação (2.26) ocorre para partículas cilíndricas seguindo se as cúbicas e por último as irregulares.

A equação (2.27) quando utilizada para as predições utilizam valores experimentais de medidas de *holdups* da fase sólida, a altura do leito fluidizado. Além destas medidas a equação (2.26), em comparação com a equação (2.27), utiliza também valores experimentais de *holdup* da fase gasosa. Erros nas medidas desses valores experimentais podem justificar erros máximos de 36,02% para a equação (2.26). Para a equação (2.27) os erros são maiores do que para a equação (2.26) devido a equação (2.27) desconsiderar a presença de gás.

Embora as faixas de vazão utilizadas neste trabalho sejam pequenas e também os valores de *holdup* da fase gasosa pode se observar pelos dados experimentais e de predição da equação (2.26) nas tabelas 4.2 a 4.6 que a presença da fase gasosa escoando em concorrente ao líquido contribui para diminuir a queda de pressão.

De acordo com o exposto anteriormente pode-se concluir que equação (2.26) é a mais indicada para as predições de queda de pressão.

		Predição d (2.2	la Equação 26)	Predição da Equação (2.27)			
$Q_G$ (cm <sup>3</sup> /s)	$\Delta P \exp (dyn/cm^2)$	$\Delta P_{26}$ (dyn/cm <sup>2</sup> )	Erro (%)	$\Delta P_{27}$ (dyn/cm <sup>2</sup> )	Erro (%)		
0	6.828	6.724	-1,15	6.724	-1,52		
0,3	6.592	6.627	0,53	6.724	2,00		
10,3	6.533	6.623	1,38	6.725	2,93		
17,3	6.239	6.621	6,12	6.724	7,77		
24,3	5.945	6.517	9,62	6.725	13,12		
31,3	5.827	6.141	5,37	6.725	15,41		
38,5	5.474	6.160	12,53	6.731	22,96		

Tabela 4.2 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cilíndricas com altura estática de 30 cm.

		Predição d (2.2	a Equação 26)	Predição da Equação (2.27)			
Q <sub>G</sub>	ΔP exp	$\Delta P_{26}$	Erro (%)	$\Delta P_{27}$	Erro (%)		
$(\text{cm}^3/\text{s})$	$(dyn/cm^2)$	$(dyn/cm^2)$		$(dyn/cm^2)$			
0	11.208	12.125	-7,56	11.208	-7,56		
3,3	11.116	11.890	-6,51	11.210	-5,72		
10,3	11.112	11.595	-4,16	11.206	-3,35		
17,3	10.927	11.360	-3,81	11.210	-1,32		
24,3	10.465	11.242	-6,91	11.210	-0,28		
31,3	10.290	10.889	-5,50	11.209	2,94		
38,5	9.859	10.477	-5,90	11.209	6,99		

Tabela 4.3 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cilíndricas com altura estática de 49 cm.

Tabela 4.4 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cúbicas com altura estática de 30 cm.

		Predição d (2.2	la Equação 26)	Predição da Equação (2.27)			
Q <sub>G</sub>	$\Delta P \exp$	$\Delta P_{26}$	Erro (%)	$\Delta P_{27}$	Erro (%)		
$(\text{cm}^3/\text{s})$	$(dyn/cm^2)$	$(dyn/cm^2)$		$(dyn/cm^2)$			
0	5.737	5.297	8,31	5.737	8,30		
3,3	5.623	5.180	8,55	5.733	10,67		
10,3	5.426	4.885	11,07	5.738	17,46		
17,3	5.351	4.591	16,55	5.737	24,96		
24,3	5.048	4.414	14,36	5.736	29,95		
31,3	4.967	4.120	20,56	5.737	39,25		
38,5	4.787	3.826	25,11	5.736	49,92		

		Predição d (2.2	la Equação 26)	Predição da Equação (2.27)			
$Q_{G}$	ΔP exp	$\Delta P_{26}$	Erro (%)	$\Delta P_{27}$	Erro (%)		
$(cm^3/s)$	$(dyn/cm^2)$	$(dyn/cm^2)$		$(dyn/cm^2)$			
0	9.560	9.594	-0,35	9.560	-0,35		
3,3	9.257	9.123	1,47	9.562	4,81		
10,3	9.162	8.535	7,35	9.560	12,10		
17,3	8.819	8.420	4,74	9.560	13,54		
24,3	8.455	8.240	2,61	9.563	16,05		
31,3	8.419	7.887	6,74	9.560	21,21		
38,5	7.796	7.475	4,29	9.561	27,91		

Tabela 4.5 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas cúbicas com altura estática de 49 cm.

Tabela 4.6 Comparação entre queda de pressão experimental e predições das equações (2.26) e (2.27) para partículas irregulares com altura estática de 30 cm.

		Predição d (2.2	a Equação 26)	Predição da Equação (2.27)			
Q <sub>G</sub>	$\Delta P \exp$	$\Delta P_{26}$	Erro (%)	$\Delta P_{27}$	Erro (%)		
$(cm^{3}/s)$	$(dyn/cm^2)$	$(dyn/cm^2)$		$(dyn/cm^2)$			
0	4.464	4.709	-5,20	4.559	-3,18		
3,3	4.461	4.297	3,81	4.560	6,12		
10,3	4.462	3.708	20,33	4.558	22,92		
17,3	4.140	3.414	21,26	4.560	33,56		
24,3	4.071	3.178	28,10	4.559	43,45		
31,3	3.978	3.002	32,57	4.558	51,83		
38,5	3.923	2.884	36,02	4.559	58,07		

### 4.2.4 Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização foi medida por dois métodos: o da queda de pressão e o da altura, cujos resultados obtidos estão dispostos na tabela 4.7.

A figura 4.29 apresenta dados de velocidade mínima de fluidização versus vazão do gás para diferentes alturas estáticas com partícula cúbicas. Verifica-se neste gráfico uma leve tendência da velocidade mínima de fluidização em diminuir com o aumento da vazão do gás.

A observação de BEGOVICH e WATSON comentada por FAN (1989) de que a altura estática não tem efeito na velocidade mínima de fluidização foi observada neste trabalho. A velocidade mínima de fluidização é praticamente constante com o aumento da altura estática do leito conforme pode ser visto nos dados da tabela 4.7.

Uma comparação entre as velocidades mínimas de fluidização dos três tipos de partículas com várias vazões de gás é mostrada na figura 4.30. Nota-se nesta figura que a velocidade mínima de fluidização das partículas irregulares é bem maior que a das cilíndricas e cúbicas sendo estas duas últimas bastante próximas. As partículas cilíndricas e cúbicas são de forma e tamanho homogêneos vide figura 3.3 e as partículas irregulares apresentam uma distribuição granulométricas conforme ilustra figura 3.4. Observa-se na figura 3.3c que o tamanho relativo das partículas irregulares é maior. Mais especificadamente observando a figura 3.4 tem se que 55% das partículas tem tamanho maior que o maior lado das partículas cúbicas, o qual é de 3,61 cm. O maior tamanho relativo das partículas irregulares justificam sua maior velocidade mínima de fluidização, uma vez que a densidade das partículas são bastante próximas vide densidade na tabela 3.1.



Figura 4.29 Velocidade mínima de fluidização versus vazão do gás para partículas cúbicas.



Figura 4.30 Velocidade mínima de fluidização versus vazão do gás para  $H_0 = 30$  cm.

	U <sub>MF</sub> (cm/s)										
H <sub>0</sub> (cm)→		10 21		30		40		49			
	$Q_{G} \downarrow$										
Partículas	$(cm^{3}/s)$	$\Delta P$	Н								
	0					1,11	1,13			1,12	1,00
	3,3					1,00	1,10			1,06	1,00
cilíndrica	10,3					0,95	1,03			1,00	1,00
	17,3					0,93	1,00			0,95	1,02
	24,3					0,90	1,00			0,93	0,97
	31,3					0,85	1,02			0,87	1,00
	38,5					0,83	1,02			0,90	1,00
	0	0,75	1,08	1,16	1,17	1,10	1,00	0,87	0,77	0,97	0,83
	3,3	0,72	0,83	1,05	0,98	0,93	0,92	0,83	0,80	0,93	0,80
cúbica	10,3	0,72	0,80	0,93	0,87	0,83	0,83	0,87	0,77	0,88	0,83
	17,3					0,83	0,83			0,80	0,83
	24,3					0,80	0,87			0,78	0,85
	31,3					0,78	0,87			0,73	0,87
	38,5					0,75	0,93			0,78	0,87
	0					2,13	1,67				
	3,3					2,08	1,50				
irregular	10,3					1,98	1,17				
	17,3					1,92	1,17				
	24,3					1,77	1,17				
	31,3					1,78	1,17				
	38,5					1,82	1,50				

Tabela 4.7 Velocidade mínima de fluidização em leito fluidizado trifásico para os várias tipos de partículas em várias alturas estáticas e vazões de gás.

A tabela 4.7 apresenta uma comparação entre os dois métodos utilizados para medir a velocidade mínima de fluidização. Para partículas cilíndricas e cúbicas em todas as alturas estáticas, exceto a de  $H_0 = 10$  cm os valores da velocidade mínima de fluidização medidos pelos métodos da altura e método da queda de pressão são bastante próximos. As diferenças observadas para os dados com a altura de  $H_0 = 10$  cm pode ser atribuído as dificuldades para distinguir exatamente a velocidade mínima de fluidização, pelo método da queda de pressão.
Para as partículas irregulares é notável a diferença da velocidade mínima de fluidização medida pelo método da altura e método da queda de pressão, como mostra a figura 4.31. Essas partículas como já comentado tem uma ampla distribuição de tamanho. O percentual de finos destas partículas certamente fluidiza em velocidade menor, ficando assim o leito na sua parte superior "pseudo-fluidizado" com esses finos, e na sua parte inferior leito fixo. Se a velocidade mínima de fluidização está sendo medida pelo método da altura, sob estas circunstâncias já é detectada a fluidização, o mesmo não ocorre se a velocidade mínima de fluidização está sendo medida pelo método da queda de pressão.



Figura 4.31 Comparação entre os métodos de determinação da velocidade mínima de fluidização para partículas irregulares,  $H_0 = 30$  cm.

Pode-se prever a velocidade mínima de fluidização de um leito fluidizado bifásico (sistema líquido-sólido, sem a presença de gás) e/ou trifásico (com a presença de gás) como ilustrado no ítem 2.5.4 pelas equações (2.32) e (2.35) respectivamente.

Usando a equação (2.32) com as constantes apresentadas na tabela 2.1 para predição da velocidade mínima de fluidização de sistemas bifásicos (líquidosólido, sem a presença de ar) obteve-se os resultados apresentados nas tabelas 4.8 a 4.10.

Tabela 4.8 Comparação dos valores de velocidade mínima de fluidização bifásica calculados pela equação (2.32) e os valores experimentais para as partículas cilíndricas.

autor	C <sub>1</sub>	$C_2$	U" <sub>LMF</sub>	Desvios	U" <sub>LMFexp</sub>
a	33,70	0,0408	0,74	-33,33	
b	25,70	0,0365	0,81	-27,03	
c	25,25	0,0657	1,28	15,31	1,11
d	27,20	0,0408	0,85	-23,42	
*	24,07	0,0483	1.04	-6.31	

a - Wen and Yu (1966); b - Richardson (1971); c - Inst. Gas Techn. (1978); d - Grace (1982); \* valores ajustados.

Tabela 4.9 Comparação dos valores de velocidade mínima de fluidização bifásica calculados pela equação (2.32) e os valores experimentais para as partículas cúbicas.

autor	$C_1$	$C_2$	U" <sub>LMF</sub>	Desvios	U" <sub>LMFexp</sub>
а	33,70	0,0408	1,67	51,81	
b	25,70	0,0365	1,68	52,73	
с	25,25	0,0657	2,40	118,18	1,10
d	27,20	0,0408	1,77	60,91	
*	28,95	0,0195	1,08	-1,81	

a - Wen and Yu (1966); b - Richardson (1971); c - Inst. Gas Techn. (1978); d - Grace (1982); \* valores ajustados.

autor	C <sub>1</sub>	$C_2$	U" <sub>LMF</sub>	Desvios	U" <sub>LMFexp</sub>
а	33,70	0,0408	1,14	-46,47	
b	25,70	0,0365	1,19	-44,13	
c	25,25	0,0657	1,78	-16,43	2,13
d	27,20	0,0408	1,26	-40,84	
*	20,72	0,0195	2,11	-0,94	

Tabela 4.10 Comparação dos valores de velocidade mínima de fluidização bifásica calculados pela equação (2.32) e os valores experimentais para as partículas irregulares.

a - Wen and Yu (1966); b - Richardson (1971); c - Inst. Gas Techn. (1978); d - Grace (1982); \* valores ajustados.

Verifica-se nas tabelas 4.8 a 4.10 que as predições apresentam desvios de 15 a 34% para as partículas cilíndricas, 51 a 119 % para as partículas cúbicas e 16-47% para partículas irregulares, quando são usados dados  $C_1$  e  $C_2$  da literatura.

Devido as constantes  $C_1$  e  $C_2$  apresentarem desvios, algumas vezes, elevados foram calculados os valores de  $C_1$  e  $C_2$  ajustados de cada tipo de partícula.

Como apresentado em COULSON (1991) pode ser facilmente demonstrado que a equação (2.32) originou-se da equação de Ergun (KUNNI e LEVESPIEL, 1962) e como conseqüência  $C_1$  e  $C_2$  podem ser calculados a partir da equação de Ergun na forma da equação (B.1)(apêndice B) e seus valores são:

$$C_1 = \frac{\mathbf{e}_{mf}^3}{1,75} \tag{4.1}$$

$$C_{2} = \frac{150 \cdot (1 - \boldsymbol{e}_{mf}) \cdot \boldsymbol{e}_{mf}^{3}}{2 \cdot 1,75 \cdot \boldsymbol{e}_{mf}^{3}} = 42,857 \cdot (1 - \boldsymbol{e}_{mf})$$
(4.2)

Utilizando a porosidade mínima de fluidização ( $\varepsilon_{mf}$ ) ajustada como apresentada no apêndice B é possível obter C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> para os três tipos de partículas e prever a velocidade mínima de fluidização bifásica. Os resultados destas predições também são apresentados nas tabelas 4.8 a 4.10. Observa-se que as predições de velocidade mínima de fluidização bifásica (sem a presença de ar) com os valores dos coeficientes C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> ajustados apresentam desvios de no máximo 7 % em relação ao experimental.

Com os resultados apresentados nas tabelas 4.8 a 4.10 conclui-se que o uso de uma única correlação para os três tipos de partículas não apresenta resultados satisfatórios, e ainda, que a melhor predição é obtida com os coeficientes ajustados.

A velocidade mínima de fluidização trifásica (com a presença de ar) é predita pela equação (2.35) a qual requer a priori o conhecimento da velocidade mínima de fluidização bifásica (sem a presença de ar). Como visto no parágrafo anterior, esta foi prevista utilizando-se a equação (2.32). Assim usando as constantes  $C_1 \ e \ C_2$  da literatura que oferecem menor desvio e também as constantes  $C_1 \ e \ C_2$  ajustadas neste trabalho, são obtidos valores da velocidade mínima de fluidização bifásica pela equação (2.32). Estes valores e também os seus valores experimentais da velocidade mínima de fluidização bifásica são usados na equação (2.35) para predição da velocidade mínima de fluidização trifásica comparados ao valor experimentais da velocidade mínima de fluidização trifásica são apresentados na tabelas 4.11 a 4.13. Dados destas tabelas referem-se a altura

estática de 30 cm, já que os valores da velocidade mínima de fluidização não são influenciados pela altura estática.

$U_g x 10^2$	U""1	U""2	Desvio	U""3	Desvio	U""4	Desvio
cm/s			%		%		%
0,0323	1,00	0,92	-08,00	1,13	13,00	0,98	-2,00
0,1001	0,95	0,86	-09,47	1,06	11,58	0,92	-3,16
0,168	0,93	0,83	-10,75	1,02	09,68	0,89	-4,30
0,236	0,90	0,81	-10,00	0,99	10,00	0,86	-4,44
0,304	0,85	0,79	-07,05	0,97	01,12	0,84	-1,18
0,373	0,83	0,77	-07,23	0,95	14,46	0,82	-1,20

Tabela 4.11 Comparação entre a velocidade mínima de fluidização trifásica experimental e teórica para partículas cilíndricas.

U"'1 velocidade mínima de fluidização trifásica experimental

U"'<sub>2</sub> velocidade mínima de fluidizaçÃo trifásica usando C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> ajustados neste trabalho U"<sub>3</sub> velocidademínima de fluidização trifásica calculada por C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> do Inst. Gas. Techn

U".4 velocidade mínima de fluidização trifásica calculada usando velocidade mínima de fluidização bifásica experimental.

Tabela 4.12 Comparação entre a velocidade mínima de fluidização trifásica experimental e teórica para partículas cúbicas.

$U_g x 10^2$	U'"1	U""2	Desvio	U""3	Desvio	U""4	Desvio
cm/s			%		%		%
0,0323	0,93	0,91	-2,15	1,42	52,69	0,87	-6,45
0,1001	0,83	0,84	1,20	1,30	56,62	0,80	-3,61
0,168	0,80	0,80		1,24	55,00	0,76	-5,00
0,236	0,78	0,77	-1,28	1,18	51,28	0,73	-6,41
0,304	0,73	0,74	1,35	1,14	56,16	0,70	-4,11
0,373	0,75	0,72	-4,00	1,10	46,66	0,68	-9,33

U"'1 velocidade mínima de fluidização trifásica experimental

 $U''_2$  velocidade mínima de fluidizaçÃo trifásica usando  $C_1$  e  $C_2$  ajustados neste trabalho

U'' $_3$ velocidademínima de fluidização trifásica calculada por  $C_1\,$  e  $C_2$  de WENand YU

U<sup>\*</sup>.4 velocidade mínima de fluidização trifásica calculada usando velocidade mínima de fluidização bifásica experimental.

$U_g x 10^2$	U""1	U""2	Desvio	U""3	Desvio	U""4	Desvio
cm/s			%		%		%
0,032	2,08	1,82	-12,50	1,54	-25,96	1,84	-11,54
0,100	1,98	1,69	-14,65	1,43	-27,78	1,71	-13,64
0,168	1,92	1,62	-15,62	1,36	-29,17	1,63	-15,10
0,236	1,77	1,56	-11,86	1,32	-25,42	1,57	-11,30
0,304	1,78	1,51	-15,17	1,28	-28,09	1,53	-14,04
0,373	1,82.	1,47	-19,23	1,24	-31,87	1,48	-18,68

Tabela 4.13 Comparação entre a velocidade mínima de fluidização trifásica experimental e teórica para partículas irregulares.

U"''<sub>1</sub> velocidade mínima de fluidização trifásica experimental U"''<sub>2</sub> velocidade mínima de fluidizaçÃo trifásica usando  $C_1$  e  $C_2$  ajustados neste trabalho

U'' $_3$  velocidademínima de fluidização trifásica calculada por C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> de Inst. Gás. Techn.

U":4 velocidade mínima de fluidização trifásica calculada usando velocidade mínima de fluidização bifásica experimental.

As tabelas 4.11 a 4.13 mostram que as previsões para a velocidade mínima de fluidização trifásica baseado nos valores de C1 e C2 obtidos neste trabalho oferecem melhor predição em comparação com os valores C1 e C2 da literatura.

Para a predição da velocidade mínima de fluidização trifásica não se justifica o uso da flluidização bifásica experimental na equação (2.35). O valor desta predição ( $7^{a}$  coluna das tabelas 4.11 a 4.13) tem por finalidade ser uma base de comparação, para mostrar que quando usa-se valores próximos dos reais a equação (2.35) produz bons resultados.

Tanto no caso de predição da velocidade mínima de fluidização bifásica como na velocidade mínima de fluidização trifásica, é evidente que os mesmos valores de C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> da literatura e os ajustados não atendem a todos os tipos (formas) de partícula de maneira a obter os menores desvios. A porosidade varia muito com a forma da partícula e através da definição de C<sub>1</sub> e C<sub>2</sub> pelas equações (4.1) e (4.2) tem-se a dependência da porosidade e conseqüentemente da forma e tamanho em  $C_1$  e  $C_2$ .

Observa-se que nas tabelas 4.11 a 4.13 que para as partículas irregulares as predições da velocidade mínima de fluidização apresentam maiores desvios, mesmo usando a velocidade mínima de fluidização bifásica experimental. Estes maiores desvios podem ser devido a heterogeneidade das partículas com uma larga faixa de distribuição de tamanho.

## 4.3 RESULTADOS DOS ESTUDOS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

# 4.3.1 Coeficiente de transferência de massa volumétrico

Os resultados de medidas de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) são apresentados para partículas cúbicas, cilíndricas e irregulares nas figuras 4.32 a 4.39.

Juntamente com os resultados apresentados nas figuras 4.32 a 4.39, são apresentados medidas de valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) para um teste em branco. Este teste refere-se a transferência de massa gás-líquido (transferência de oxigênio) sem a presença de partículas, somente com a aeração do líquido circulante na coluna.

Os valores dos coeficientes de transferência de massa volumétricos  $(K_LAs)$  foram medidos, conforme descrito no Capítulo III, no topo da coluna. No caso das medidas de coeficiente de transferência de massa volumétrico  $(K_LA)$  com a presença de partículas os valores medidos referem-se a porção do leito com partículas mais a porção acima do leito sem partículas. Esta última também proporciona transferência de massa, tal como uma coluna de borbulhamento.

RYHINER et al (1987) reporta que os valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) para testes em branco são maiores que com partículas, atribuindo a presença de partículas à coalescência de bolhas o que

vem a diminuir o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ). De uma maneira geral os resultados de testes em branco aqui obtidos apresentam valores do o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) que não são maiores que os valores obtidos em testes com partículas muitas vezes intermediários aos valores de  $K_LA$  obtidos com partículas. Entretanto sob as condições simultâneas de alta vazão de gás e baixa velocidade de líquido. tem-se  $K_LA$  de teste branco maior que  $K_LA$  com partículas. Nessas condições o efeito da presença das partículas pode ser o de coalescer as bolhas, dando origem a *slug*, efeito este, característico de baixa velocidade do líquido e altas vazões de gás, conforme ilustra a figura 2.7 no Capítulo II. Sob as demais condições de vazão de gás e velocidade do líquido, como indica os resultados, é possível que a presença dos tipos de partículas, cujos coeficientes de transferência de massa volumétricos ( $K_LAs$ ) são maiores que os coeficientes de transferência de massa volumétricos ( $K_LAs$ ) para teste em branco, favoreça a quebra de bolhas.

O efeito da vazão do gás no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) é mostrado nas figuras 4.32 a 4.35. É evidente nestas figuras que um aumento da velocidade do gás ocasiona um aumento no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) tal como previsto na literatura por TOSYALI (1984); DHANUKA e STEPANEK(1980); SOTELO et al (1994).

As figuras 4.36 a 4.39 apresentam valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) medidos em função da velocidade do líquido. Verifica-se nestas figuras que o aumento da velocidade do líquido aumenta os valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ).

Esses resultados estão em concordância com a observação de TOSYALLI (1984), que o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) deve aumentar com o aumento da velocidade do líquido. Entretanto os resultados discordam de FAN (1989) que relata que a velocidade do líquido tem pouca influência no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ). Na

faixa de velocidades e vazões utilizadas os resultados aqui obtidos, pelo contrário, observa-se uma maior influência da velocidade do líquido do que da vazão do gás no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ). Tal fato pode ser notado comparando as séries de figuras 4.32 a 4.35 frente as figuras 4.36 a 4.39.

As figuras 4.32 e 4.33; 4.36 e 4.37 referem-se a alturas estáticas de 30 cm de partículas sendo as duas primeiras para as velocidades de líquido de 1,67 cm/s e 4,83 cm/s, respectivamente e as duas últimas para vazão de gás de 10,3 cm<sup>3</sup>/s e 31,3 cm<sup>3</sup>/s respectivamente. As figuras 4.34 e 4.35; 4.38 e 4.39 referemse as mesmas velocidades e vazões porém, a altura estática de 49 cm. Destas figuras pode se resumir a tabela 4.14 que apresenta comparação de valores de K<sub>L</sub>A para alturas estáticas de 30 e 49 cm para partículas cúbicas e cilíndricas. Observa-se nesta tabela um comportamento bastante diferente entre as partículas. O K<sub>I</sub>A para partículas cúbicas é menor a 30 cm do que com a altura de 49 cm. Sob estas circunstâncias poderia se dizer que o efeito das partículas com uma maior altura estática pode ser o de quebrar as bolhas. Para partículas cilíndricas os resultados embora não tão definidos, mostram que o coeficiente de transferência de massa volumétrico (K<sub>I</sub>A) praticamente não sofre o efeito da altura estática, nada podendo ser afirmado, até o presente momento, sobre o efeito destas partículas em quebrar ou coalescer bolhas ou mesmo em manter a integridade do tamanho das bolhas. Entretanto, em comparação com os testes em branco as partículas cilíndricas têm um coeficiente de transferência de massa volumétrico (K<sub>L</sub>A) menor ou no máximo igual ao coeficiente de transferência de massa volumétrico (K<sub>L</sub>A) do teste em branco. Isto significa que essas partículas apresentam uma tendência em coalescer bolhas.



Figura 4.32 K<sub>L</sub>A versus vazão do gás com  $H_0 = 30$  cm e U<sub>L</sub> = 1,67 cm/s.



Figura 4.33 K<sub>L</sub>A versus vazão do gás com  $H_0 = 30$  cm e U<sub>L</sub> = 4,83 cm/s.

Partículas	K <sub>L</sub> A	U <sub>L</sub> (cm/s)	$Q_{G}(cm^{3}/s)$
Cúbicas	$(K_LA)_{30} < (K_LA)_{49}$	1,67	
	$(K_LA)_{30} < (K_LA)_{49}$	4,83	
	$(K_LA)_{30} < (K_LA)_{49}$		10,3
	$(K_LA)_{30} < (K_LA)_{49}$		31,3
Cilíndricas	$(K_LA)_{30} \cong (K_LA)_{49}$	1,67	
	$(K_LA)_{30} > (K_LA)_{49}$	4,83	
	$(\mathbf{K}_{\mathrm{L}}\mathbf{A})_{30} \cong (\mathbf{K}_{\mathrm{L}}\mathbf{A})_{49}$		10,3
	$(\mathbf{K}_{\mathrm{L}}\mathbf{A})_{30} \cong (\mathbf{K}_{\mathrm{L}}\mathbf{A})_{49}$		31,3

Tabela 4.14 - Comparação de valores de  $K_LA$  para alturas estáticas de 30 e 49 cm para partículas cúbicas e cilíndricas.



Figura 4.34 K<sub>L</sub>A versus vazão do gás com  $H_0 = 49$  cm e U<sub>L</sub> = 1,67 cm/s.

As tabelas 4.15 e 4.16 mostram uma comparação de grandezas de coeficientes de transferência de massa volumétricos ( $K_LAs$ ) para os três tipos de partículas estudados.

K <sub>L</sub> A	U <sub>L</sub> (cm/s)	$Q_G(cm^3/s)$
irr>cil>cub	1,67	variável
irr>cil>cub	4,83	variável
irr>cil>cub	variável	10,3
irr>cil>cub	variável	31,3

Tabela 4.15 Comparação de valores de  $K_LA$  para altura estática de 30 cm para partículas cúbicas e cilíndricas.

Tabela 4.16 Comparação de valores de  $K_LA$  para altura estática de 49 cm para partículas cúbicas e cilíndricas.

K <sub>L</sub> A	U <sub>L</sub> (cm/s)	$Q_G(cm^3/s)$
cub>cil	1,67	variável
cub>cil	4,83	variável
cub>cil	variável	10,3
cub>cil	variável	31,3

Quando se compara o efeito do tipo de partícula no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ), variando-se a vazão de gás e velocidade do liquido observa-se que para altura de 30 cm tanto em alta como em baixa velocidade de líquido ou em alta como em baixa vazão de gás tem-se que as partículas irregulares apresentam maiores valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) do que as cilíndricas e estas por sua vez maiores valores de coeficiente de transferência de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) do que as cilíndricas e estas por sua vez maiores valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) do que as partículas cúbicas.

Uma comparação de coeficiente de transferência de massa volumétrico  $(K_LA)$  das partículas irregulares com o teste em branco indicam que este tipo de partícula pode estar coalescendo bolhas somente nas condições simultâneas de alta vazão de gás e baixa velocidade de líquido. Entretanto a taxa de coalescência

aqui é comparativamente menor que as demais partículas, visto coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) das demais ser menor.



Figura 4.35 K<sub>L</sub>A versus vazão do gás com  $H_0 = 49$  cm e U<sub>L</sub> = 4,83 cm/s.

Nas demais condições, partículas irregulares aparentam ter um forte efeito de desintegrar as bolhas, visto seu coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) ser maior que o do teste em branco.

Para a altura de 49 cm tem-se somente a comparação das partículas cúbicas e cilíndricas. Tanto para alta como para baixa velocidade de líquido ou em alta como em baixa vazão de gás tem-se, para esta altura, uma inversão de

comportamento onde as partículas cilíndricas apresentam menores valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico (K<sub>L</sub>A) do que as partículas cúbicas.

Tal como apresentado no Capítulo II, a literatura (FAN, 1989) indica que para partículas com d<sub>p</sub> acima de 2 mm os valores de coeficiente de transferência de massa (K<sub>L</sub>A) aumentam com o diâmetro das partículas (d<sub>p</sub>). Os diâmetros das partículas irregulares cúbicas e cilíndricas, de uma maneira geral, seguem a relação d<sub>p</sub>irr > d<sub>p</sub>cub  $\ge$  d<sub>p</sub>cil. Desta forma seria previsível um maior valor de coeficiente de transferência de massa (K<sub>L</sub>A) para as partículas irregulares do que para cúbicas e o coeficiente de transferência de massa (K<sub>L</sub>A) destas partículas pouco maior do que o das partículas cilíndricas.



Figura 4.36 K<sub>L</sub>A versus velocidade do líquido com H<sub>0</sub> = 30 cm e  $Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}.$ 



Figura 4.37 K<sub>L</sub>A versus velocidade do líquido com  $H_0 = 30$  cm e  $Q_G = 31,3$  cm<sup>3</sup>/s.

Neste sentido os resultados são concordantes com a literatura para partículas irregulares, com altura estática de 30 cm, e para altura estática de 49 cm quando em comparação com cúbicas e cilíndricas.



Figura 4.38 K<sub>L</sub>A versus velocidade do líquido com H<sub>0</sub> = 49 cm e  $Q_G = 10,3 \text{ cm}^3/\text{s}.$ 

Os resultados se apresentaram discordantes para a altura estática de 30 cm, na qual, as partículas cilíndricas apresentam coeficientes de transferência de massa volumétricos ( $K_LAs$ ) maiores que as partículas cúbicas. O tamanho das partículas cilíndricas e cúbicas combinados com suas diferentes formas pode apresentar diferentes efeitos no coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ).



Figura 4.39 K<sub>L</sub>A versus velocidade do líquido com H<sub>0</sub> = 49 cm e  $Q_G = 31,3 \text{ cm}^3/\text{s}.$ 

O coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ), obtido experimentalmente é comparado as predições das equações (2.65) a (2.68). Estas comparações são discutidas a seguir.

A figura 4.40 mostra uma comparação entre os dados experimentais de coeficiente de transferência de massa volumétrico e os valores obtidos pela equação (2.65). Pela figura 4.40 observa-se que para os três tipos de partículas de um modo geral esta equação apresenta uma super estima nos valores de  $K_LA$ , entretanto para alguns pontos há sub estima e outros ainda, há valores satisfatórios na comparação com coeficiente de transferência de massa volumétrico experimental. A equação (2.65) considera como parâmetro único, a velocidade do gás e suas constantes são para valores de *holdup* de sólidos: ou igual a 0,33 ou menores que 0,22. Nos dados experimentais foi notado que os *holdups* de sólidos estão na faixa de 0,20 a 0,60. Também verificou-se experimentalmente que além da velocidade do gás, o coeficiente de transferência a depender do tipo de partícula, parâmetros esses não inclusos na equação (2.65).

Resultados do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) experimental com predições da equação (2.66) são mostrados na figura 4.41. Verifica-se nesta figura uma leve tendencia, nesta equação em sub estimar os valores de o coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ).

A equação (2.66) tem como parâmetros: a velocidade do gás e o *holdup* do sólido. Sendo o *holdup* do sólido dependente do tipo de partícula, da velocidade do gás e da velocidade do líquido estes parâmetros influenciam nesta equação, sendo esta equação mais próxima das influências, que foram observadas nos dados experimentais de  $K_LA$ .

Os valores dos coeficiente de transferência de massa volumétrico experimental comparados com predições da equação (2.67) são ilustrados na figura 4.42. Observa-se nesta figura que a equação (2.67) super estima todas as

predições, superestimando valores de  $K_LA$  muito maiores em comparação com as demais equações apresentadas. Esta equação é função do diâmetro da partícula e da velocidade do gás. Não sendo considerada a velocidade do líquido a qual influencia no coeficiente de transferência de massa volumétrico experimental.

A figura 4.43 ilustra a comparação entre o coeficiente de transferência de massa volumétrico experimental e o valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico gerado pela equação (2.68). Nesta figura observa-se que a equação (2.68) apresenta uma leve super estima para as partículas cilíndricas e irregulares, já para as partículas cúbicas esta equação prediz razoavelmente valores para o coeficiente de transferência de massa volumétrico. A equação (2.68) é função: do diâmetro da partículas, da velocidade do gás e da velocidade do líquido, estando mais próxima das ocorrências dos dados experimentais. Verifica-se que a influência dos parâmetros da velocidade do gás e da velocidade do líquido, nesta equação, é o mesmo observado nos dados experimentais de K<sub>L</sub>A ou seja o coeficiente de transferência de massa volumétrico aumenta com o aumento destes parâmetros.

A equação (2.66) considera a velocidade do gás e o *holdup* do sólido, este sendo função da velocidade do líquido, velocidade do gás, tamanho e forma das partículas. Sendo esta equação mais completa é possível que a mesma represente melhor os dados e observações experimentais.

A equação (2.68) tendo como parâmetros: a velocidade do gás, a velocidade do líquido e o diâmetro da partícula, pode da mesma forma que a equação (2.66) representar melhor os dados experimentais. Pelos resultados experimentais, observou-se que o  $K_LA$  aumenta com a velocidade do gás, com a velocidade do líquido e com o diâmetro das partículas exceto para partículas muito pequenas como as cilíndricas. Na equação (2.68) também é observado que o  $K_LA$  aumenta com o aumento da velocidades do gás, da velocidade do líquido e do diâmetro da partícula. Embora o efeito do diâmetro da partícula não é

significativamente observado experimentalmente verificou-se que para partículas cúbicas esta equação prediz de maneira satisfatória os valores de  $K_LA$ .



Figura 4.40 Correlação entre os valores de:  $K_LA$  experimental e  $K_LA$  predito pela equação (2.65).



Figura 4.41 Correlação entre os valores de:  $K_LA$  experimental e  $K_LA$  predito pela equação (2.66).



Figura 4.42 Correlação entre os valores de:  $K_LA$  experimental e  $K_LA$  predito pela equação (2.67).



Figura 4.43 Correlação entre os valores de: K<sub>L</sub>A experimental e K<sub>L</sub>A predito pela equação (2.68).

#### CAPÍTULO V -CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste trabalho foram realizadas medidas experimentais de parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa de um leito fluidizado trifásico. Utilizou-se no leito fluidizado a fase contínua líquida, com velocidade de até 7 cm/s concorrente com gás cuja vazão variou-se entre 0 e 38,5 cm<sup>3</sup>/s. Para a fase sólida foram utilizadas partículas de baixa densidade as quais são apropriadas para tratamento aeróbio de efluentes líquidos.

As conclusões deste trabalho de caracterização da hidrodinâmica e da transferência de massa do leito fluidizado são apresentadas subdivididas em duas partes: hidrodinâmica e transferência de massa. Sugestões para trabalhos futuros são também apresentadas após as conclusões.

# 5.1 CONCLUSÕES

## 5.1.1 Hidrodinâmica

A expansão do leito fluidizado apresentou um comportamento distinto para os diversos tipos de partículas. Dentre as partículas estudadas, as partículas de forma cúbica foram as que apresentaram maior expansão, seguindo as partículas cilíndricas. As partículas que apresentaram menor expansão foram as irregulares.

O *holdup* de sólidos foi praticamente constante com o aumento da vazão de gás, provavelmente devido a pequena faixa de vazão de gás utilizada.

Devido a expansão que a velocidade do líquido causa no leito o *holdup* de sólidos diminui com a velocidade do líquido.

O *holdup* de gás aumenta com o aumento da vazão do gás entretanto quando se verifica o efeito da vazão do gás associado a variações da velocidade do líquido, o *holdup* de gás decresceu com o aumento da velocidade do líquido, sendo o decrescimo mais acentuado para maiores vazões de gás.

O aumento da altura estática também faz decrescer o *holdup* de gás. Não se verifica a influência do tipo de partícula no *holdup* de gás.

As equações: (2.8), (2.9) e (2.19) podem representar relativamente bem os dados experimentais de *holdup* de gás. Dentre as observações experimentais a equação (2.19) aparenta ser a que mais se adequa aos resultados, não descartando aqui a possibilidade de que o *holdup* de gás seja influenciado pela forma e/ou tamanho das partículas em maiores vazões de gás.

A queda de pressão diminuiu com o aumento da vazão do gás, sendo o gás contribuinte para sustentar as partículas diminuindo, seu peso efetivo. O aumento da altura estática contribuiu para o aumento da queda de pressão de modo linear. As partículas irregulares apresentaram menor queda de pressão que as partículas cúbicas e cilíndricas, as quais possuem queda de pressão bastante próxima.

Das análises das equações (2.26) e (2.27), verificou-se que mesmo para valores baixos de *holdup* de gás, o mesmo não pode ser desconsiderado quando da predição da queda de pressão.

Observa-se que a velocidade mínima de fluidização diminui com o aumento da vazão de gás. A altura estática não influenciou na velocidade mínima de fluidização. As partículas cilíndricas e cúbicas apresentaram velocidades mínimas de fluidização próximas devido a seus tamanhos serem mais próximos, já as partículas irregulares, de tamanho maior e não homogêneo, tiveram velocidade mínima de fluidização maior.

Para a predição da velocidade mínima de fluidização através da equação (2.32) bifásica e da equação (2.35) trifásica os coeficientes C1 e C2, foram

ajustados com dados experimentais. O uso de um valor de  $C_1$  e  $C_2$  da literatura para os três tipos de partículas não foi possível. Comparando os valores de  $C_1$  e  $C_2$  da literatura com os valores ajustados, a melhor predição da velocidade mínima de fluidização foi obtida com os valores dos coeficientes ajustados  $C_1$  e  $C_2$ .

#### 5.1.2 Transferência de massa

O efeito da vazão do gás e da velocidade do líquido foi o de aumentar o coeficiente de transferência de massa volumétrico, sendo a velocidade do líquido mais influente que a vazão de gás, provavelmente devido as vazões de gás utilizadas serem muito pequenas.

Os maiores valores de coeficiente de transferência de massa volumétrico, para os testes em branco deve-se ao fato do leito fluidizado coalescer bolhas sob as condições simultâneas de altas vazões de gás e baixas velocidades de líquido. Nas demais condições de vazão de gás e velocidade do líquido a depender do tipo de partículas a presença das mesmas pode contribuir para aumentar a transferência de massa.

Os coeficiente de transferência de massa volumétrico mais elevados conseguido para o leito fluidizado trifásico com partículas irregulares, levou a concluir que essas partículas apresentam efeito mais acentuado de quebrar as bolhas e mantê-las dispersas, propiciando uma maior transferência de massa.

O aumento da altura estática, para as partículas cilíndricas não resultou no aumento do coeficiente de transferência de massa volumétrico.

Os maiores de coeficiente de transferência de massa volumétrico para as partículas cúbicas em alturas estáticas maiores sugerindo que estas partículas possuem tendência em quebrar bolhas. As equações (2.66) e (2.68) foram identificadas como as equações mais satisfatórias para predição de ( $K_LA$ ).

## 5.2 SUGESTÕES

Os resultados experimentais aqui apresentados se restringiram em função da vazão de gás. Investigações futuras envolvendo maiores faixas de vazão de gás poderão contribuir no entendimento hidrodinâmico e transferência de massa no leito fluidizado para um melhor entendimento da hidrodinâmica.

O tipo de distribuidor utilizado neste trabalho, não permitiu a ampliação da faixa de vazão de gás. Sugere-se que outras faixas mais amplas de vazão sejam testadas, bem como conseqüentemente modificação do distribuidor gás-líquido.

Em se tratando de trabalho com baixa vazão de gás se faz necessário estudar outro método para determinação do *holdup* de gás o que seja mais preciso.

Para aplicações em tratamento biológico de efluentes, o reator deverá operar com altas vazões de reciclo, o que permitirá uma fluidização homogênea, dentro dos parâmetros estudados.



Figura A.1 Curva de calibração do rotâmetro de ar feita aravés do bolhômetro a temperatura de 27°C.



Figura A.2 Curva de calibração do rotâmetro de água a temperatura de 27°C. Calibração feita através de medidas de vazão mássica



Figura A.3 Curva de calibração do rotâmetro de água a temperatura de 27°C. Calibração feita através de medidas de vazão mássica

# APÊNDICE B- CARACTERIZAÇÃO DAS PARTÍCULAS

As partículas foram caracterizadas através de medidas experimentais em leito fixo, com o objetivo de poder compará-las através da determinação de valores dos produtos ( $\phi d_p$ ). Este procedimento é esclarecido a seguir.

Com dados experimentais (tabela B1 a B3) de queda de pressão ( $\Delta P$ ) versus velocidade do líquido em um leito fixo a equação de Ergun (KUNNI e LEVENSPIEL, 1962 ) foi ajustada

$$\frac{\boldsymbol{D}P}{L} = \left[150 \frac{(1-\boldsymbol{e})^2}{\boldsymbol{e}^3 \left(\boldsymbol{f}d_p\right)^2} \boldsymbol{m}\right] U + \left[1,75 \frac{(1-\boldsymbol{e})}{\boldsymbol{e}^3 \left(\boldsymbol{f}d_p\right)} \boldsymbol{r}\right] U^2 \qquad (B.1)$$

Transformando a equação de Ergun numa reta tem-se;

y = a + bx onde: y =  $\Delta P/LU$ a = 150(1- $\epsilon$ )<sup>2</sup> $\mu/(\phi d_p) \epsilon^3$ b = 1,75(1- $\epsilon$ ) $\rho/(\phi d_p) \epsilon^3$ 

Utilizando-se os dados experimentais das tabelas B1 a B3, a e b são obtidos de um ajuste linear. A equação (B.1) também poderia ser ajustada na sua forma quadrática para obter os valores de a e b entretanto preferiu-se o ajuste linear por este apresentar desvios menores. Na realidade a equação de Ergun, tal como apresentada na equação (B.1) não se ajusta perfeitamente aos dados experimentais da porosidade do leito. Assim utilizou-se uma porosidade ajustada, calculada pela relação dos coeficientes a e b

$$\frac{b^2}{a} = \frac{(1,75 \ \mathbf{r})^2}{150 \ \mathbf{m} \ \mathbf{e}^3} \tag{B.3}$$

A utilização desta porosidade ajustada vem na realidade representar um ajuste nos coeficientes da equação de Ergun, equação (B.1). Esta porosidade ajustada permite obter valores iguais de  $(\phi d_p)$  para cada tipo de partícula quando se usa os coeficientes a e b como para sua obtenção. Os valores de  $(\phi d_p)$  para partículas cilíndricas, cúbicas e irregulares são mostradas na tabela B.4.

U	$\Delta P/L$	ΔP/LU	U	$\Delta P/L$	$\Delta P/LU$
cm/s	dyn/cm <sup>3</sup>	g/cm <sup>3</sup> s	cm/s	dyn/cm <sup>3</sup>	g/cm <sup>3</sup> s
0,20	26,49	132,43	0,23	23,54	102,36
0,48	76,52	159,16	0,35	41,20	117,72
0,63	97,12	154,16	0,57	79,76	139,40
0,93	164,81	177,21	0,85	153,04	180,04
1,07	204,54	191,16	1,01	197,18	195,23
1,24	263,40	212,42	1,20	257,51	214,59
1,43	313,43	219,18	1,34	310,49	231,71
1,56	357,57	229,21	1,47	357,57	243,25
1,71	407,60	238,36	1,57	398,78	254,00
1,83	453,22	247,66	1,73	460,58	266,23
1,97	503,25	255,46	1,81	500,31	276,41
2,07	548,87	265,15	1,92	545,93	284,34
2,16	575,36	266,37	1,96	569,47	290,55
2,37	675,42	284,99	2,14	650,40	303,93
2,43	721,03	296,72	2,27	719,56	313,99
2,56	765,18	298,90	2,34	744,58	318,20
3,07	1019,75	332,16	2,70	927,04	343,30
3,73	1359,67	364,52	3,29	1328,76	403,88
420	1637,78	389,95	3,79	1637,78	432,13
4,68	1977,70	422,58	4,17	1884,99	452,04
5,01	2224,91	444,09	4,59	2194,00	478,00
5,44	2503,02	460,11	5,01	2595,73	518,11
5,96	2873,84	482,19	5,50	2997,44	545,00
5,61	2595,73	462,70	4,74	2410,32	507,43
4,91	2132,20	434,26	4,56	2255,81	494,69

Tabela B1 Dados do leito fixo para partículas cilíndricas.

Tabela B2 Dados do leito fixo para partículas cúbicas.
U	$\Delta P/L$	ΔP/LU
cm/s	dyn/cm <sup>3</sup>	g/cm <sup>3</sup> s
0,33	529,74	13,24
0,60	1059,48	26,49
0,90	1765,80	44,14
1,12	2530,98	63,27
1,43	3708,18	92,70
1,77	5120,82	128,02
2,06	6474,60	161,86
2,34	8004,96	200,12
2,71	10065,06	251,63
2,89	11242,26	281,06
3,03	12125,16	303,13
3,16	13184,66	329,62
4,22	13890,96	347,27
3,37	14656,14	366,40
3,56	15774,48	394,36
3,71	16951,68	423,79
3,79	17599,14	439,98
4,02	19070,40	476,77
4,11	20012,40	500,31
4,28	21542,76	538,57
4,39	22602,24	565,06
4,58	24368,04	609,20
4,76	25309,80	632,74
4,84	26604,72	665,12
5,06	28252,80	706,32

Tabela B3 Dados do leito fixo para partículas irregulares.

Tabela B4 Valores  $de(\phi d_p)$  para os três tipos de partículas.

Partículas	(\$d_p)
Cilíndricas	0,1887
Cúbicas	0,4174
Irregulares	0,2826

## **APÊNDICE C- RESULTADOS EXPERIMENTAIS**

Resultados de medidas experimentais para a altura do leito:

Tabela C.1- Expansão do leito em (cm) para partículas cilíndricas com  $H_0 = 30$  cm.

UL	$Q_G (cm^3/s)$						
(cm/s)	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5
0,08	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,2
0,19	30,0	30,0	29,7	30,0	29,7	30,2	29,7
0,38	30,0	30,0	29,7	29,7	29,7	29,7	29,7
0,56	30,0	30,0	29,7	30,0	30,0	29,7	29,7
0,75	30,0	30,7	29,7	29,7	30,0	29,7	29,7
0,93	30,7	30,7	30,0	29,7	30,0	29,5	30,7
1,12	32,0	31,7	31,5	31,0	31,2	29,7	31,2
1,40	33,2	32,2	33,2	33,2	33,0	32,0	32,2
1,67	35,2	35,0	34,7	34,5	34,2	33,7	33,2
1,93	37,2	36,7	35,7	36,2	35,2	34,7	35,2
2,19	38,7	38,2	37,2	36,7	36,2	36,0	35,7
2,46	40,5	40,2	39,0	38,5	38,0	38,0	38,2
2,72	43,2	42,0	40,0	40,5	39,2	39,7	40,2
2,98	45,5	44,0	43,0	42,0	41,5	42,5	43,0
3,25	46,5	46,0	44,5	44,2	45,0	44,5	44,7
3,51	50,0	48,0	48,0	47,0	48,0	46,7	48,5
3,77	51,5	50,0	50,0	49,0	51,5	51,0	52,5
4,04	53,2	53,5	52,5	52,0	53,0	54,5	56,0
4,30	56,2	55,0	55,5	55,0	58,5	57,5	60,5
4,56	60,5	58,0	57,5	61,5	62,5	61,5	65,5
4,83	64,0	66,0	65,0	66,0	66,5	66,5	65,0
5,10	67,0	69,0	69,5	68,0	72,5	74,5	72,0
5,36	71,2	74,0	76,0	75,5	77,5	80,5	83,0
5,62	78,5	78,0	83,0	80,0	87,0	87,0	89,0
5,88	82,7	80,5	87,5	87,5	91,0	90,0	100,0
6,07	58,0	87,5	93,5	95,5	102,0	105,0	100,0
6,26	92,5	95,0	98,0	97,0	105,0		

U <sub>L</sub>				$Q_G (cm^3/s)$			
(cm/s)	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5
0,08	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0
0,19	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	49,5	49,0
0,38	49,0	49,0	49,0	49,0	49,5	49,0	49,0
0,56	49,0	49,0	49,25	49,0	49,5	49,0	49,0
0,75	49,0	49,2	49,25	49,0	49,5	49,0	49,5
0,93	51,2	50,5	51,0	50,2	50,0	50,5	51,2
1,12	51,7	52,5	50,5	52,5	52,2	52,2	52,2
1,40	53,0	54,2	54,5	54,0	53,7	52,5	53,2
1,67	55,0	56,2	57,0	56,2	55,7	56,0	55,2
1,93	58,0	60,0	58,7	58,2	59,2	57,2	56,5
2,19	61,0	61,0	61,5	60,7	60,0	58,7	58,5
2,46	63,2	65,2	64,7	62,5	63,2	62,5	60,0
2,72	66,7	70,0	68,0	67,0	68,5	67,5	65,5
2,98	70,2	73,0	71,7	74,0	74,0	73,0	75,0
3,25	76,5	77,5	75,0	77,5	77,5	79,0	82,5
3,51	79,2	82,0	80,5	81,5	82,5	84,5	87,5
3,77	83,7	85,2	85,0	88,0	88,5	91,0	92,5
4,04	88,7	90,0	92,5	90,5	95,0	92,5	95,0
4,30	93,0	95,5	95,5	96,0	100,5	101,5	102,5
4,56	96,0	101,5	102,5	103,0	102,5	105,0	107,5
4,83	102,0	107,5	107,0	107,0	107,5	109,5	111,5
5,10	107,0	110,5	112,5	110,5	116,5	115,0	113,5
5,36	113,5	115,5	121,5	117,0	122,5	121,5	120,0
5,62	122,5	126,0	127,5	126,5	129,0	130,0	131,5
5,88	132,5	131,5	135,5	137,0	140,5	140,0	135,0
6,07	135,5	140,0	145,0	146,5	151,0	147,5	136,0
6,26	140,0	146,0	148,5	147,5	155,0	150,0	154,0

Tabela C.2- Expansão do leito em (cm) para partículas cilíndricas com  $H_{\rm o}$  = 49 cm

UL	$Q_{\rm G}~({\rm cm}^3/{\rm s})$						
(cm/s)	0	3,3	10,3				
0,08	9,7	9,7	9,7				
0,19	9,7	9,7	9,7				
0,38	9,7	9,7	9,7				
0,56	9,7	9,7	9,7				
0,75	9,7	10,2	10,0				
0,93	9,0	10,7	10,7				
1,12	11,2	11,2	10,8				
1,40	12,0	11,4	11,7				
1,67	12,2	12,2	12,2				
1,93	12,7	12,7	12,7				
2,19	13,2	13,2	13,2				
2,46	14,0	13,5	14,0				
2,72	14,5	14,2	14,2				
2,98	15,5	14,7	15,5				
3,25	17,7	16,7	17,0				
3,51	19,2	19,0	18,5				
3,77	21,2	20,0	20,0				
4,04	24,2	22,0	22,0				
4,30	25,0	23,5	23,0				
4,56	28,5	26,5	27,0				
4,83	27,0	26,5	28,5				
5,10	29,5	30,0	33,0				
5,36	36,0	35,0	36,5				
5,62	37,0	41,5	40,5				
5,88	40,0	40,0	43,5				
6,07	40,5	43,0	46,0				
6,26	44,2	45,5	45,2				

Tabela C.3- Expansão do leito em (cm) para partículas cúbicas com  $H_{\rm o}$  = 10 cm

U <sub>L</sub>	$Q_{\rm G}~({\rm cm}^3/{\rm s})$					
(cm/s)	0	3,3	10,3			
0,08	21,2	19,7	19,7			
0,19	21,2	19,7	19,7			
0,38	21,2	19,7	19,7			
0,56	21,2	19,7	19,7			
0,75	21,2	19,7	19,7			
0,93	21,2	20,2	20,0			
1,12	21,2	21,2	20,5			
1,40	23,0	21,5	21,7			
1,67	24,0	23,2	22,7			
1,93	25,2	23,7	23,2			
2,19	27,2	25,2	24,7			
2,46	28,0	26,5	26,2			
2,72	30,5	27,7	28,0			
2,98	32,7	29,7	29,5			
3,25	34,5	32,2	32,0			
3,51	35,7	33,5	34,0			
3,77	39,5	37,5	36,0			
4,04	42,0	39,5	39,0			
4,30	44,5	41,0	40,5			
4,56	50,0	46,0	44,5			
4,83	55,0	49,5	48,5			
5,10	59,0	55,0	55,5			
5,36	63,5	60,0	66,0			
5,62	67,5	67,0	67,5			
5,88	70,5	66,0	69,5			
6,07	77,5	75,0	73,5			
6,26	78,5	76,5	82,0			

Tabela C4- Expansão do leito em (cm) para partículas cúbicas com  $H_{\rm o}$  = 21 cm

UL	$Q_G (cm^3/s)$							
(cm/s)	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5	
0,08	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	
0,19	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	
0,38	30,0	30,0	30,0	30,0	29,0	29,0	30,0	
0,56	30,0	30,0	30,0	30,0	29,5	30,0	29,0	
0,75	30,0	30,0	30,0	30,5	32,2	29,7	30,0	
0,93	31,0	31,7	31,7	32,0	33,0	31,5	32,2	
1,12	33,0	32,7	33,5	33,2	34,2	33,2	33,2	
1,40	34,5	34,0	35,0	35,2	35,0	34,5	34,5	
1,67	36,5	36,7	37,2	36,2	37,0	36,0	34,7	
1,93	39,0	39,2	38,7	38,5	39,0	37,2	38,2	
2,19	40,5	40,5	40,7	40,0	41,0	39,2	39,7	
2,46	42,5	44,0	44,2	42,0	41,5	41,2	41,2	
2,72	45,5	46,0	45,5	44,5	44,0	43,5	43,5	
2,98	47,5	48,5	50,0	48,5	47,5	47,5	47,5	
3,25	50,0	53,0	52,7	52,5	52,5	52,5	53,5	
3,51	52,7	55,7	55,0	56,5	56,5	57,5	59,0	
3,77	59,0	58,0	60,0	58,0	63,5	60,0	63,0	
4,04	61,2	61,2	6,00	62,5	65,5	64,5	68,0	
4,30	66,5	65,5	68,2	71,0	69,0	66,0	70,0	
4,56	69,5	71,5	73,0	74,0	75,5	75,0	75,5	
4,83	78,0	86,7	82,0	76,0	81,0	83,0	79,0	
5,10	81,0	83,5	87,0	88,0	95,0	90,0	94,0	
5,36	87,0	91,5	95,5	94,0	100,0	98,0	100,0	
5,62	97,5	99,0	10300	109,0	105,0	105,0	105,0	
5,88	104,0	103,0	112,0	114,0	112,0	115,0	110,0	
6,07	109,5	110,0	116,0	116,0	114,0	119,0	114,0	
6,26	112,7	117,0	119,5	122,0	123,0	120,0	121,0	

Tabela C.5- Expansão do leito em (cm) para partículas cúbicas com  $H_0 = 30$  cm

•							
$U_L$	$Q_G(cm^3/s)$						
(cm/s)	0	3,3	10,3				
0,08	40,7	40,7	40,7				
0,19	40,7	40,7	40,7				
0,38	40,7	40,7	40,7				
0,56	40,7	40,7	40,7				
0,75	40,7	41,5	40,7				
0,93	43,0	42,5	43,2				
1,12	44,2	44,5	44,5				
1,40	47,5	45,5	47,2				
1,67	48,7	49,7	49,5				
1,93	52,2	52,7	53,0				
2,19	55,0	55,0	54,5				
2,46	58,0	57,5	58,0				
2,72	61,5	61,5	63,0				
2,98	65,5	66,0	66,5				
3,25	70,5	70,0	72,0				
3,51	74,7	75,0	74,5				
3,77	80,0	80,0	80,0				
4,04	83,0	85,0	85,5				
4,30	90,2	92,0	91,0				
4,56	95,5	98,5	99,0				
4,83	99,5	103,0	107,5				
5,10	116,0	111,0	112,0				
5,36	123,0	116,0	120,0				
5,62	125,0	129,0	131,0				
5,88	141,0	140,5	141,0				
6,07	158,0	149,0	155,0				
6,26	162,0	156,0	163,5				

Tabela C.6- Expansão do leito em (cm) para partículas cúbicas com  $H_{\rm o} = 40~\text{cm}$ 

UL	$Q_{G}(cm^{3}/s)$							
(cm/s)	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5	
0,08	53,7	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	
0,19	53,7	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	
0,38	53,7	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	49,0	
0,56	53,7	49,0	49,0	49,0	48,5	49,0	48,5	
0,75	53,7	50,2	50,0	50,0	50,5	50,5	51,0	
0,93	54,2	52,7	53,2	52,5	54,0	53,7	54,5	
1,12	54,5	55,2	55,5	55,7	55,7	55,5	56,0	
1,40	58,2	59,7	58,5	59,0	58,0	58,0	58,5	
1,67	61,5	60,5	61,5	61,2	59,5	62,0	62,2	
1,93	67,7	65,	64,5	64,5	62,5	65,0	62,5	
2,19	70,0	68,5	69,2	67,0	66,0	67,5	67,0	
2,46	73,7	72,5	73,0	71,0	69,5	72,5	71,0	
2,72	79,2	77,0	77,0	76,0	76,0	76,0	77,0	
2,98	84,7	82,0	83,0	82,0	82,5	82,0	85,0	
3,25	89,5	90,0	88,5	88,5	89,0	88,5	93,0	
3,51	95,0	94,2	94,0	96,0	98,5	95,0	102,5	
3,77	102,0	100,0	102,0	100,0	105,0	105,0	107,0	
4,04	106,0	106,5	108,0	107,0	108,5	111,0	119,0	
4,30	112,0	113,0	114,0	111,5	119,0	117,0	120,0	
4,56	124,0	123,0	122,5	121,5	125,5	126,0	125,0	
4,83	129,5	130,5	131,5	126,5	127,5	127,0	137,0	
5,10	139,0	142,5	140,5	140,0	139,0	137,0	145,0	
5,36	153,0	153,0	153,0	161,5	153,5	152,5	162,5	
5,62	164,0	165,0	174,0	171,5	163,0	165,0	172,5	
5,88	173,5	175,0	179,0	179,0	188,5	171,5	185,0	
6,07	187,0	187,0	195,0		182,0	185,0		
6,26	190,0	191,0						

Tabela C.7- Expansão do leito em (cm) para partículas cúbicas com  $H_{\rm o}$  = 49 cm

UL	$Q_G (cm^3/s)$							
(cm/s)	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5	
0,08	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	
0,19	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	
0,38	30,5	30,0	30,2	29,5	30,0	30,2	30,0	
0,56	30,5	30,0	30,2	30,0	30,2	30,2	30,7	
0,75	30,0	30,0	30,2	30,2	30,0	30,5	31,0	
0,93	30,5	30,2	30,2	30,7	30,2	30,7	31,0	
1,12	30,5	30,2	30,5	30,7	30,0	30,5	30,7	
1,40	31,0	30,2	31,2	31,7	31,7	32,5	30,7	
1,67	31,0	31,0	31,2	31,5	31,5	32,5	31,2	
1,93	32,7	32,0	32,2	32,5	32,5	32,7	32,7	
2,19	34,7	33,5	32,2	33,5	33,7	34,0	34,0	
2,46	36,2	37,2	35,7	35,2	35,0	35,5	36,0	
2,72	37,7	36,2	37,0	37,5	36,7	36,5	37,2	
2,98	39,2	39,5	39,5	38,7	38,0	39,0	39,5	
3,25	42,2	40,5	40,5	40,0	40,0	41,2	41,0	
3,51	42,2	41,7	42,0	41,5	42,2	43,2	42,5	
3,77	44,5	43,5	43,2	44,0	43,7	43,7	44,5	
4,04	46,0	45,5	45,0	45,5	46,0	43,2	46,0	
4,30	47,2	46,2	47,0	47,0	47,0	47,0	48,0	
4,56	50,0	48,2	49,0	49,2	49,5	49,5	51,0	
4,83	51,0	50,5	52,2	51,2	51,0	49,5	53,0	
5,10	53,7	54,5	55,0	53,0	54,5	53,5	57,5	
5,36	55,0	56,7	58,0	56,5	56,5	57,5	59,0	
5,62	55,0	61,0	62,5	59,5	61,5	60,0	62,5	
5,88	62,5	63,5	65,7	64,5	64,5	66,0	67,0	
6,07	63,7	67,5	66,0	66,0	68,0	69,0	71,5	
6,26	67,5	69,0	68,5	69,0	70,5	69,5	74,5	

Tabela C.8- Expansão do leito em (cm) para partículas irregulares com  $H_{\rm o}$  = 30 cm

Os resultados de medidas experimentais para o holdup do gás

$Q_{G}$	U <sub>L</sub> (cm/s)								
$(cm^3/s)$	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62			
03,33	0,0060				0,0015				
10,33		0,0026	0,0022	0,0019	0,0016	0,0013			
17,33	0,0059				0,0016				
24,33	0,0117				0,0032				
31,33	0,0151	0,0105	0,0109	0,0108	0,0090	0,0089			
38,50	0,0250				0,0089				

Tabela C.9- *Holdup* de gás para leito com partículas cilíndricas e  $H_0 = 30$  cm.

Tabela C.10- Holdup de gás para leito com partículas cilíndricas e  $H_0 = 49$  cm.

$Q_{G}$	$U_L$ (cm/s)								
$(cm^3/s)$	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62			
03,33	0,0052				0,0009				
10,33	0,0017	0,0015	0,0013	0,0010	0,0009	0,0014			
17,33	0,0017				0,0027				
24,33	0,0069				0,0071				
31,33	0,0158	0,0139	0,0089	0,0065	0,0086	0,0075			
38,50	0,0204				0,0124				

Tabela C.11- Holdup de gás para leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 30$  cm.

$Q_{G}$	U <sub>L</sub> (cm/s)								
$(cm^3/s)$	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62			
03,33	0,0056				0,0013				
10,33	0,0084	0,0069	0,0057	0,0048	0,0039	0,0020			
17,33	0,0112				0,0052				
24,33	0,0139				0,0087				
31,33	0,0196	0,0163	0,0113	0,0113	0,0095	0,0087			
38,50	0,0250				0,0123				

$Q_{G}$		U <sub>L</sub> (cm/s)								
$(cm^3/s)$	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62				
03,33	0,0063				0,0024					
10,33	0,0065	0,0041	0,0039	0,0064	0,0031	0,0052				
17,33	0,0096				0,0060					
24,33	0,0110				0,0089					
31,33	0,0146	0,0165	0,0115	0,0105	0,0092	0,0079				
38,50	0,0240				0,0132					

Tabela C.12 Holdup de gás para leito com partículas cúbicas  $H_0 = 49$  cm.

Tabela C.13 Holdup de gás para leito com partículas irregulares e  $H_0 = 30$  cm.

$Q_{G}$	U <sub>L</sub> (cm/s)								
$(cm^3/s)$	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62			
03,33	0,0032				0,0020				
10,33	0,0032	0,0027	0,0024	0,0022	0,0019	0,0016			
17,33	0,0032				0,0084				
24,33	0,0094				0,0098				
31,33	0,0125	0,0197	0,0125	0,0192	0,0120	0,0109			
38,50	0,0125				0,0123				

Resultados de medidas experimentais de queda de pressão através do

leito:

 $U_L$  $Q_G(cm^3/s)$ 0 3,3 10,3 17,3 24,3 31,3 38,5 cm/s 0,08 00,0 00,0 00,0 11,0 00,0 00,0 -05,0 0,19 20,0 04,0 16,0 34,0 06,0 00,0 01,0 0,38 30,0 30,0 41,0 34,0 33,0 28,0 24,0 59,0 0,56 55,0 70,0 50,0 55,0 64,0 64,0 0,75 90,0 71,0 87,0 80,0 75,0 68,0 69,0 0,93 108,0 77,0 99.0 96,0 89,0 85,0 80,0 1,12 86,0 103,0 79,0 99.0 93,0 83,0 74,0 1,40 106,0 88,0 102,0 95,0 90,0 86,0 81,0 1,67 109,0 88,0 102,0 95,0 92,0 86,0 82,0 1,93 94,0 102,0 92,0 86,0 109,0 96,0 83,0 2,19 109,0 96,0 104,0 96,0 93,0 89.0 84,0 2,46 111,0 86,0 105,0 100,0 96,0 90,0 86,0 2,72 113,0 99,0 110,0 102,0 97,0 93,0 89,0 2,98 115,0 102,0 110,0 103,0 98,0 95,0 90,0 3,25 115,0 102,0 111,0 103,0 98,0 94,0 90,0 3,51 115,0 103,0 112,0 104,0 99,0 94,0 90,0 103,0 3,77 115,0 104,0 112,0 98,0 94,0 90,0 4,04 115,0 104,0 113,0 103,0 98,0 94,0 90,0 4,30 116,0 105,0 113,0 103,0 98.0 94.0 90.0 4,56 103,0 90.0 116,0 106,0 113,0 99.0 94.0 4,83 94,0 90,0 116,0 106,0 113,0 103,0 98,0 5,10 94,0 116,0 106,0 113,0 103,0 98,0 90,0 5,36 116,0 113,0 103,0 94,0 90,0 106,0 98,0 5,62 116,0 106,0 113,0 103,0 98,0 95,0 90,0 5,88 117,0 107,0 113,0 103,0 98,0 94,0 90,0 6,07 117,0 107,0 113,0 103,0 98,0 95,0 90.0 107,0 6,26 117,0 113,0 103,0 98,0 93,0 90,0

Tabela C.14- Queda de pressão em m<br/>m de CCl4 através do leito com partículas cilíndricas e<br/>  $\rm H_{o}{=}~30~\rm cm$ 

$U_{L}$				$Q_G(cm^3/s)$			
cm/s	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5
0,08	-02,0	-03,0	-03,0	-02,0	-03,0	-02,0	
0,19	52,0	41,0	37,0	39,0	39,0	33,0	30,0
0,38	101,0	81,0	77,0	81,0	84,0	76,0	74,0
0,56	176,0	138,0	135,0	142,0	144,0	132,0	124,0
0,75	176,0	170,0	161,0	156,0	151,0	143,0	135,0
0,93	177,0	178,0	168,0	174,0	156,0	150,0	142,0
1,12	190,0	181,0	174,0	175,0	163,0	155,0	150,0
1,40	191,0	186,0	177,0	174,0	154,0	163,0	156,0
1,67	195,0	190,0	184,0	175,0	169,0	166,0	161,0
1,93	195,0	191,0	185,0	178,0	173,0	169,0	161,0
2,19	196,0	194,0	188,0	182,0	175,0	170,0	165,0
2,46	200,0	195,0	190,0	183,0	178,0	172,0	168,0
2,72	201,0	196,0	192,0	186,0	184,0	180,0	175,0
2,98	203,0	196,0	193,0	190,0	184,0	180,0	175,0
3,25	204,0	198,0	194,0	191,0	189,0	181,0	175,0
3,51	204,0	198,0	194,0	191,0	190,0	182,0	175,0
3,77	205,0	198,0	195,0	192,0	190,0	182,0	177,0
4,04	205,0	200,0	196,0	192,0	190,0	182,0	177,0
4,30	205,0	201,0	195,0	192,0	190,0	183,0	177,0
4,56	205,0	202,0	195,0	192,0	190,0	183,0	177,0
4,83	205,0	202,0	196,0	192,0	190,0	183,0	177,0
5,10	206,0	202,0	196,0	192,0	190,0	183,0	177,0
5,36	206,0	203,0	196,0	192,0	191,0	183,0	177,0
5,62	206,0	203,0	196,0	192,0	191,0	183,0	178,0
5,88	206,0	203,0	206,0	192,0	191,0	184,0	186,0
6,07	207,0	204,0	206,0	192,0	191,0	184,0	187,0
6,26	207,0	204,0	206,0	192,0	186,0	183,0	105,0

Tabela C.15- Queda de pressão mm de  $CCl_4$  através do leito com partículas cilíndricas e  $H_0 = 49$  cm.

UL		$Q_G(cm^3/s)$	
cm/s	0	3,3	10,3
0,08	00,0	-03,0	-03,0
0,19	04,0	03,0	
0,38	07,0	06,0	04,0
0,56	12,0	11,0	08,0
0,75	18,0	15,0	10,0
0,93	18,0	14,0	10,0
1,12	18,0	14,0	10,0
1,40	18,0	14,0	10,0
1,67	18,0	14,0	11,0
1,93	18,0	15,0	11,0
2,19	19,0	16,0	11,0
2,46	20,0	16,0	11,0
2,72	20,0	18,0	13,0
2,98	20,0	18,0	14,0
3,25	21,0	19,0	14,0
3,51	22,0	19,0	14,0
3,77	22,0	20,0	15,0
4,04	23,0	20,0	15,0
4,30	23,0	20,0	15,0
4,56	23,0	20,0	15,0
4,83	23,0	20,0	15,0
5,10	23,0	20,0	16,0
5,36	23,0	20,0	15,0
5,62	23,0	20,0	15,0
5,88	23,0	20,0	15,0
6,07	23,0	20,0	15,0
6,26	23,0	20,0	16,0

Tabela C.16- Queda de pressão em m<br/>m de CCl<sub>4</sub> através do leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 10$  cm.

UL		$Q_G(cm^3/s)$	)
cm/s	0	3,3	10,3
0,08	05,0	-03,0	-06,0
0,19	05,0	07,0	02,0
0,38	10,0	13,0	08,0
0,56	15,0	25,0	20,0
0,75	27,0	38,0	34,0
0,93	39,0	42,0	39,0
1,12	50,0	43,0	38,0
1,40	56,0	42,0	38,0
1,67	53,0	42,0	38,0
1,93	54,0	42,0	38,0
2,19	54,0	42,0	38,0
2,46	54,0	43,0	40,0
2,72	54,0	45,0	42,0
2,98	54,0	46,0	43,0
3,25	56,0	47,0	45,0
3,51	56,0	49,0	45,0
3,77	56,0	49,0	45,0
4,04	57,0	49,0	45,0
4,30	58,0	50,0	45,0
4,56	59,0	50,0	45,0
4,83	59,0	50,0	45,0
5,10	59,0	50,0	45,0
5,36	59,0	50,0	45,0
5,62	60,0	50,0	45,0
5,88	60,0	50,0	45,0
6,07	60,0	50,0	45,0
6,26	59,0	50,0	45,0

Tabela C.17- Queda de pressão em m<br/>m de CCl<sub>4</sub> através do leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 21$ cm.

$U_{L}$				$Q_G(cm^3/s)$			
cm/s	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5
0,08	-0,0	-0,0	-14,0	00,0	00,0	00,0	00,0
0,19	10,0	15,0	18,0	06,0	17,0	00,0	00,0
0,38	22,0	32,0	39,0	24,0	17,0	21,0	07,0
0,56	39,0	53,0	53,0	46,0	42,0	42,0	41,0
0,75	63,0	67,0	69,0	52,0	61,0	57,0	38,0
0,93	81,0	76,0	75,0	58,0	58,0	51,0	41,0
1,12	81,0	77,0	71,0	55,0	52,0	48,0	42,0
1,40	82,0	78,0	71,0	60,0	55,0	49,0	44,0
1,67	83,0	79,0	72,0	61,0	56,0	50,0	47,0
1,93	83,0	79,0	72,0	62,0	58,0	54,0	50,0
2,19	83,0	80,0	74,0	66,0	61,0	57,0	52,0
2,46	83,0	80,0	77,0	68,0	64,0	60,0	53,0
2,72	83,0	81,0	80,0	71,0	66,0	62,0	55,0
2,98	85,0	84,0	81,0	74,0	68,0	66,0	59,0
3,25	85,0	85,0	82,0	75,0	72,0	68,0	63,0
3,51	87,0	85,0	83,0	75,0	73,0	70,0	64,0
3,77	88,0	85,0	83,0	77,0	73,0	70,0	65,0
4,04	88,0	85,0	83,0	76,0	73,0	70,0	67,0
4,30	88,0	85,0	83,0	77,0	73,0	70,0	66,0
4,56	88,0	85,0	83,0	77,0	74,0	70,0	66,0
4,83	88,0	85,0	83,0	77,0	73,0	70,0	66,0
5,10	89,0	86,0	83,0	77,0	73,0	70,0	66,0
5,36	90,0	86,0	83,0	77,0	73,0	70,0	66,0
5,62	90,0	86,0	83,0	77,0	74,0	70,0	66,0
5,88	90,0	86,0	83,0	78,0	74,0	70,0	66,0
6,07	90,0	86,0	83,0	78,0	74,0	70,0	66,0
6,26	90,0	86,0	83,0	78,0	73,0	70,0	66,0

Tabela C.18- Queda de pressão em m<br/>m de CCl<sub>4</sub> através do leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 30$  cm.

UL		$Q_G(cm^3/s)$	
cm/s	0	3,3	10,3
0,08			0,0
0,19	22,0	30,0	23,0
0,38	40,0	57,0	54,0
0,56	73,0	91,0	76,0
0,75	113,0	103,0	100,0
0,93	104,0	110,0	97,0
1,12	117,0	116,0	92,0
1,40	104,0	116,0	95,0
1,67	104,0	109,0	94,0
1,93	115,0	109,0	96,0
2,19	116,0	110,0	97,0
2,46	116,0	110,0	102,0
2,72	117,0	112,0	106,0
2,98	118,0	115,0	109,0
3,25	119,0	116,0	111,0
3,51	120,0	117,0	111,0
3,77	120,0	118,0	112,0
4,04	120,0	118,0	112,0
4,30	120,0	119,0	113,0
4,56	121,0	119,0	113,0
4,83	121,0	119,0	113,0
5,10	121,0	120,0	114,0
5,36	123,0	120,0	114,0
5,62	123,0	120,0	114,0
5,88	123,0	120,0	114,0
6,07	123,0	120,0	114,0
6,26	124,0	120,0	114,0

Tabela C.19- Queda de pressão em mm de  $CCl_4$  através do leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 40$  cm.

UL				$Q_G(cm^3/s)$			
cm/s	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,3	38,5
0,08	00,0	00,0	00,0	00,0	00,0	00,0	00,0
0,19	20,0	41,0	44,0	33,0	37,0	29,0	24,0
0,38	33,0	79,0	81,0	69,0	78,0	60,0	59,0
0,56	59,0	119,0	118,0	104,0	106,0	94,0	95,0
0,75	98,0	137,0	131,0	127,0	123,0	112,0	109,0
0,93	133,0	139,0	133,0	127,0	110,0	101,0	87,0
1,12	153,0	139,0	129,0	119,0	101,0	97,0	90,0
1,40	157,0	138,0	123,0	119,0	107,0	101,0	96,0
1,67	159,0	139,0	125,0	120,0	109,0	106,0	100,0
1,93	152,0	139,0	127,0	120,0	111,0	112,0	106,0
2,19	152,0	140,0	129,0	122,0	119,0	116,0	109,0
2,46	152,0	144,0	136,0	130,0	121,0	122,0	114,0
2,72	153,0	143,0	142,0	135,0	129,0	128,0	122,0
2,98	155,0	145,0	142,0	138,0	136,0	131,0	124,0
3,25	158,0	148,0	144,0	139,0	137,0	134,0	130,0
3,51	158,0	150,0	146,0	139,0	139,0	137,0	131,0
3,77	158,0	150,0	146,0	142,0	139,0	137,0	132,0
4,04	159,0	150,0	146,0	141,0	140,0	138,0	132,0
4,30	158,0	150,0	146,0	142,0	141,0	138,0	133,0
4,56	159,0	150,	148,0	142,0	142,0	138,0	133,0
4,83	159,0	150,0	148,0	143,0	142,0	141,0	134,0
5,10	160,0	150,0	148,0	145,0	141,0	140,0	133,0
5,36	160,0	150,0	149,0	144,0	142,0	137,0	134,0
5,62	160,0	151,0	148,0	144,0	139,0	135,0	132,0
5,88	160,0	152,0	146,0	144,0	139,0	135,0	131,0
6,07	160,0	152,0			139,0	136,0	130,0
6,26	160,0	152,0					

Tabela C.20- Queda de pressão em m<br/>m de CCl4 através do leito com partículas cúbicas e $\rm H_{o}{=}\,49~cm$ 

$U_{L}$				$Q_G(cm^3/s)$			
cm/s	0	3,3	10,3	17,3	24,3	31,	38,5
0,08	00,0	00,0	00,0	00,0	00,0	00,0	00,0
0,19	03,0	00,0	-07,0	-13,0	-14,0	-21,0	-29,0
0,38	07,0	05,0	00,0	-08,0	-09,0	-15,0	-30,0
0,56	15,0	14,0	10,0	06,0	-02,0	-07,0	-24,0
0,75	26,0	26,0	20,0	16,0	05,0	06,0	-21,0
0,93	36,0	36,0	34,0	30,0	30,0	20,0	00,0
1,12	47,0	49,0	45,0	38,0	35,0	27,0	20,0
1,40	55,0	50,0	39,0	35,0	32,0	30,0	32,0
1,67	69,0	57,0	51,0	48,0	47,0	38,0	37,0
1,93	72,0	63,0	59,0	53,0	48,0	42,0	40,0
2,19	77,0	66,0	60,0	53,0	49,0	42,0	38,0
2,46	77,0	66,0	62,0	53,0	49,0	43,0	40,0
2,72	78,0	66,0	61,0	54,0	50,0	43,0	40,0
2,98	79,0	66,0	62,0	55,0	50,0	45,0	42,0
3,25	81,0	67,0	62,0	55,0	52,0	45,0	41,0
3,51	76,0	66,0	62,0	55,0	52,0	46,0	42,0
3,77	76,0	66,0	62,0	55,0	54,0	46,0	42,0
4,04	77,0	72,0	62,0	58,0	54,0	46,0	43,0
4,30	78,0	72,0	63,0	58,0	54,0	46,0	46,0
4,56	79,0	72,0	62,0	58,0	54,0	48,0	48,0
4,83	80,0	72,0	62,0	58,0	54,0	51,0	49,0
5,10	80,0	73,0	63,0	58,0	55,0	51,0	48,0
5,36	81,0	73,0	62,0	58,0	55,	51,0	49,0
5,62	81,0	73,0	63,0	60,0	55,0	51,0	49,0
5,88	82,0	74,0	64,0	60,0	57,0	52,0	49,0
6,07	83,0	75,0	64,0	60,0	57,0	52,0	49,0
6,26	83,0	75,00	64,0	60,0	57,0	52,0	49,0

Tabela C.21- Queda de pressão em m<br/>m de CCl<sub>4</sub> através do leito com partículas irregulares <br/>e $\rm H_{o}\,{=}\,30$  cm.

Os resultados de medidas experimentais do coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_LA$ ) para temperatura de 20°C:

$Q_{G}$	U <sub>L</sub> (cm/s)							
$(cm^3/s)$	0,80	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62	
03,33		0,1053				0,1414		
10,33	0,080	0,1199	0,1565	0,1822	0,2031	0,1818	0,2507	
17,33		0,1099				0,2561		
24,33		0,1481				0,3223		
31,33	0,1036	0,1432	0,1419	0,1950	0,2407	0,3470	0,3139	
38,50		0,1488				0,3488		

Tabela C.22- Coeficiente de transferência de massa volumétrico de um leito com partículas cilíndricas e  $H_0 = 30$  cm.

Tabela C.23- Coeficiente de transferência de massa volumétrico de um leito com partículas cilíndricas e  $H_0 = 49$  cm.

$Q_{G}$		U <sub>L</sub> (cm/s)						
$(cm^3/s)$	0,80	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62	
03,33		0,1150				0,1270		
10,33	0,0658	0,1227	0,1135	0,1529	0,1831	0,2129	0,2586	
17,33		0,1156				0,2246		
24,33		0,1512				0,2410		
31,33	0,0889	0,1289	0,1848	0,2335	0,2614	0,2681	0,3001	
38,50		0,1495				0,2224		

Tabela C.24- Coeficiente de transferência de massa volumétrico de um leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 30$  cm.

$Q_{G}$	$U_L$ (cm/s)								
$(cm^3/s)$	0,80	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62		
03,33		0,0604				0,2047			
10,33	0,0733	0,0892	0,1533	0,1900	0,1915	0,1720	0,2491		
17,33		0,1061				0,2090			
24,33		0,1137				0,2737			
31,33	0,0830	0,1373	0,1909	0,1645	0,2114	0,2526	0,3003		
38,50		0,1374				0,2693			

$Q_{G}$	$U_L$ (cm/s)								
$(cm^3/s)$	0,80	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62		
03,33		0,1227				0,2705			
10,33	0,0949	0,1513	0,1779	0,2006	0,2728	0,3071	0,3230		
17,33		0,1559				0,2606			
24,33		0,1694				0,3684			
31,33	0,1458	0,1743	0,2835	0,2746	0,3187	0,3505	0,5093		
38,50		0,1750				0,3886			

Tabela C.25- Coeficiente de transferência de massa volumétrico de um leito com partículas cúbicas e  $H_0 = 49$  cm.

Tabela C.26- Coeficiente de transferência de massa volumétrico de um leito com partículas irregulares e  $H_0 = 30$  cm.

$Q_{G}$	$U_L (cm/s)$								
$(cm^3/s)$	0,80	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62		
03,33		0,1063				0,2773			
10,33	0,0862	0,1444	0,1615	0,1992	0,2671	0,2958	0,3799		
17,33		0,1506				0,3354			
24,33		0,1714				0,3683			
31,33	0,1298	0,1633	0,2205	0,2535	0,3303	0,3234	0,4485		
38,50		0,1869				0,3856			

Tabela C.27- Coeficiente de transferência de massa volumétrico de um leito sem partículas.

Q <sub>G</sub>	$U_{L}$ (cm/s)								
$(cm^3/s)$	0,80	1,67	2,46	3,25	4,04	4,83	5,62		
03,33		0,0833				0,2011			
10,33	0,0864	0,1199	0,1634	0,1646	0,1544	0,2555	0,3011		
17,33		0,1646				0,2570			
24,33		0,2042				0,2739			
31,33	0,1574	0,2189	0,2401	0,2812	0,2429	0,3371	0,3817		
38,50		0,2174				0,2994			

## **REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- AZRAK, A. EI.; PEYTAVY, J. L.; HUOR, M. H.; BUGAREL, R.; LAURENT, A. The gas-phase mass transfer coefficient and interfacial area in an absorption column equipped with Glitsch valve-trays. International Chemical Engineering, France, v. 31, n. 2, p. 273-283, april 1991.
- BIRD, R. BYRON; STEWART, WARREN E.; LIGHTFOOT, EDWIN N. **Transport phenomena.** Singapure : Wiley International Edition, 1960.
- BROUDJENNI, SABARIAN; WILD, GABRIEL; CHARPENTIER, J.C. FORTIN, Y; EUZEN, J. P.; PATOUX, R. Contribution à l'étude hydrodynamique des réacteurs à lit fluidisé gaz-liquide-solide. Entropie, France, n. 120, p. 30-44, 1984.
- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. Chemical Engineering. v.2 Particle Tecnology and Separation Processes. Great Britain : Pergamon Press, 1991.
- DANCKWERTS, P. V.; KENNEDY, A. M.; ROBERTS, D. Kinetics of CO<sub>2</sub> absorption in alkaline solutions-II. Chemical Engineering Science, Cambridge, v. 18, p. 63-72, 1988.
- DHANUKA, VINIDKUMAR R.; STEPANEK, JOSEF B. Similtaneous measurement of interfacial area and mass trransfer coefficient in three-phase fluidized beds. **AIChE Journal**, England, v. 26, n. 6, p. 1029-1038, november 1980.
- EFREMOV, G. I.; VAKRUSHEV, I. A. A study of the hydrodynamics of three-phase fluidized beds. **International Chemical Engineering**, Sovie Union, v. 10, n. 1, p. 37-41, january 1970.
- EPSTEIN, NORMAN. Three-phase fluidization: some knowledge gaps. **The Canadian Journal of Chemical Engineering,** Canada, p. 649-657, december 1981.
- FAN, LIANG-SHIH. Gas- liquid-solid fluidization engineering. Ohio :Butterworth Publishers, 1989.

- FAN, LIANG-SHIH; JEAN, RONG-HER; KITANO, KUNIHIRO. On the operating regimes of cocurrent upward gas-liquid-solid systems with liquid as the continuous phase. Chemical Engineering Science, Ohio, v. 42, n. 7, p. 1853-1855, 1987.
- FROMENT GILBERT; KENNETH, B. BISCHOFF. Chemical reactor analysis and design. 2. ed. Singapure : John Wiley & Sons, Inc, 1990.
- HATZIFOTIADOU, O.; CAPDVILLE, B.; BATAILLE, D.; ROUSTAN, M.; MAURET, E.; BIGOT, V.; LERTPOCASOMBUT, K.; FAUP, G. Hydrodynamique et transferert de matiere d'un reateur a lit fluidise triphasique. **Entropie**, France, n. 143-144, p. 71-82, 1988.
- HERNANDEZ-ROCHA, ALBERTO LUCIANO. Transferência de oxigênio e hidrodinâmica em reator de leito fluidizado trifásico. Rio de Janeiro, 1992. Dissertação (mestre em ciências em engenharia química) COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- HOGREFE, W.; GROSSENBACHER, H.; COOK, A. M.; HÜTTER, R. Biotreatment of s-triazine-containning wastewater in a fluidized bed reactor. Biotechnology and Bioengineering, Switzerland, v. 28, p. 1577-1581, 1986.
- JEAN, RONG-HER; FAN, LIANG-SHIH. On the particle terminal velocity in a gas-liquid medium with liquid as the continuous phase. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Ohio, v. 65, p. 881-886, december 1987.
- KATO, YASUO; MOROOKA, SHIGEHARU; KAGO, TOKIHIRO; SARUWATARI, TETSUYA; YANG, SHOU-ZHI. Axial holdup distributions of gas and solid particles in three-phase fluidized bed for gasliquid (slurry)-solid systems. Journal of Chemical Engineering of Japan, Japan, p. 308-313, january 1985.
- KHANG, S. J.; SCHWARTZ, J. G. BUTTKE, R. D. A practical wake model for estimating bed expansion and holdup in three phase fluidized systems. Fluidization and Fluid-Particle-Systems. v. 79, n. 222, p.47-54.
- KUNII, D. e LEVENSPIEL, O. Fluidization engineering. United States of America : John Wiley & Sons, Inc., 1969.

- LEE, S. L. P.; LASA, H. I. Radial dispersion model for buble phenomena in three-phase fluidized beds. **Chemical Engineering Science,** v. 43, n. 9, p. 2445-2449, 1988.
- LEVSH, P. I.; NIYASOV M. I; KRAINEV, N. I.; GANIKHANOVA, F. F. Mass transfer in absorbers with fluidized packed beds. International Chemical Engineering, Soviet Union, v. 8, n. 3, p. 379-380, july 1968.
- LEVSH, P. I.; KRAINEV, N. I.; NIYAZOV, M. I. Calculation of the pressure drop and height of three-phase fluidized beds. **International Chemical Engineering,** Soviet Union, v. 8, n. 2, p. 311-312, april 1968.
- MUROYAMA, KATSUHIKO; FAN, LIANG-SHIH. Fundamentals of gasliquid-solid fluidization. **AIChE Journal**, Ohio, v. 31, n. 1, p. 1-34, january 1981.
- NACEF, S.; WILD, G.; LAURENT, A.; KIM, S. D. Scale effects in gasliquid-solid fluidization. **International Chemical Engineering,** France, v. 32, n. 1, p. 51-72, january 1992.
- NARJARI, N. K.; KHILAR, K. C.; MAHAJAN, S. P. Biological denitrification in a fluidized bed. Biotechnology and Bioengineering, Bombay, v. 26, p. 1445-1448, 1984.
- PALATÝ, Z. Interfacial area in a apparatus with movable bed packing. Chem. Biochem. Eng. v. 3, n. 1-2, p. 57-62, 1989.
- PATERSON, A. H. J.; CLIFT, R. Liquid holdup measurements in turbulent bed contactors by a tracer technique. The Canadian Journal of Chemical Engineering, New Zealand, v. 65, p. 11-17, february 1987.
- PESSOA, CONSTANTINO ARRUDA; JORDÃO, EDUARDO PACHECO. Tratamento de esgotos domésticos. v. 1, 2. ed. Brasil: Associação. Brasileira de engenharia sanitária e ambiental, 1982.
- PORTER, K. E. The effect of contact-time distribution on gas absorption with chemical reaction. Trans. Instn Chem. Engers, v. 44, p. 25-36, 1966.
- REIBER, S.; STENSEL, D. Biologically enhanced oxygen transfer in a fixed-film system. Journal WPCF, v. 57, n. 2, p. 135-142, february 1985.

- SHARMA, M. M.; DANCKWERTS, P. V. Fast reactions of CO<sub>2</sub> in alkaline solutions- (a)carbonate buffers with arsenite, formaldehyde and hypochlorite as catalysts. (b) Aquous monoisopropanolamine (1-amino-2-propanol) solutions. Chemical Engineering Science, Oxford, v. 18, p. 729-735, 1963.
- SHIAU, CHING-YEG; LIN, CHIN-JOU. Equation for the superficial buble phase gas velocity in fluidizd beds. **AIChE Journal**, Taiwan, v. 37, n. 6, p. 953-954, june 1991.
- SHIEH, W. K.; SUTTON, P. M. KOS, P. Predicting reactor biomass concentration in a fluized-bed system. Journal WPCF, v. 53, n. 11, p. 1574-1584, november 1981.
- SHIEH, WEN. K.; LI, CHUN T. Performance and kinetics of aerated fluidized bed biofilm reactor. Journal of Environmental Engineering, v. 115, n. 1, february 1989.
- SONG, GYUNG-HO; BAVARIAN, FARSHAD; FAN, LIANG-SHIH; BUTTKE, ROBERT D.; PECK, LAWARENK B. Hydrodynamics of a three-phase fluidized bed containing cylindrical hidrotreating catalysts. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Ohio, v. 67, p. 265-275, april 1989.
- SOTELO, J. L.; BENITEZ, F. J.; BELTRAN-HEREDIA, J.; RODRIGUEZ, C. Gas holdup and mass transfer coefficients in buble columns. 1. Porous glass-plate diffusers. International Chemical Engineering, Spain, v. 34, n. 1, p. 82-90, january 1994.
- STEWART, P. S. B.; DAVIDSON, J. F. Three-phase fluidization: water, particle and air. Chemical Engineering Science, Cambridge, v. 19, p. 319-320, 1987.
- TABEI, K.; HASATANI, M. KURODA, M. Effective gas-liquid interfacial area in a mobile-bed contactor. International Chemical Engineering, Japan, v. 29, n. 4, p. 679-688, october 1989.

- TANG, WEN-TZUNG; FAN, LIANG-SHIH. Hydrodynamics of a three-phase fluidized bed containing low-density particles. **AIChE Journal,** Columbus, v. 35, n. 3, p. 355-364, march.
- TANG, WEN-TZUNG; FAN, LIANG-SHIH. Gas-liquid mass transfer in a three-phase fluidized bed containing low density particles. Ind. Eng. Chem. Res, Ohio, v. 29, n. 1, p. 128-133, 1990.
- TAVARES, CÉLIA REGINA GRANHEN. Tratamento aeróbio de efluentes em biorreatores de leito fluidizado trifásico. Rio de Janeiro, 1992. Tese ( doutor em ciências em engenharia química) - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- TOSYALI, U. C. Mass transfer coefficients and interfacial are in three phase fluidization. Ankara, 1984. Tese (M. S.) Middle East Tech. Univ.
- TRINET, F.; HEIM, R.; AMAR, D.; CHANG, H. T.; RITTMANN, B. E. Study of biofilm and fluidization of bioparticles in a three-phase liquidfluidized-bed reactor.
- TSOURIS, C.; TAVIARIDES, L. L. Breakage and coalescence models for drops in turbulent dispersions. AIChE Journal, Siracuse, v. 40, n. 3, p. 395-406, march 1994.
- TSUTSUMI, ATSUSHI.; DASTIDAR, A. GHOSH; FAN, LIANG-SHIH. Caracteristics of gas-liquid-solid fluidization with nonwettable particles. **AIChE Journal,** Columbus, v. 37, n. 3, p. 951-952, june 1991.
- TURNER, J. C. R. Two-phase conductivity. The electrical condutance of liquid-fluidized beds of spheres. Chemical Engineering Science, Cambridge, v. 31, p. 487-492, 1975.
- WORDEN, ROBERT MARK; TERRENCE L. DONALDSON. Dynamics of biological fixed film for pheno degradation in a fluidized bed bioreactor.Biotechnology and Bioengineering, Tennessee, v. 30, p. 398-412, 1987.